

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП

_____ Самборская М.А.
 (Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Исследование процесса регенерации цеолитного катализатора

УДК: 661.183.6.097.38

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Лещик Алена Валерьевна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н., доцент		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Маланина Вероника Анатольевна	к.э.н., доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Атепаева Наталья Александровна	Старший преподаватель		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н., доцент		

Планируемые результаты обучения по ООП

Код	Результат обучения	Требования ФГОС ВО, СУОС, критериев АИОР, и/или заинтересованных сторон
Общие по направлению подготовки (специальности)		
P1	Осуществлять критический анализ проблемных ситуаций на основе системного подхода, вырабатывать стратегию действий	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-1 ОК-1, ОК-2, ОК-3), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»
P2	Осуществлять управление проектом на всех этапах его жизненного цикла	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-2 ОПК-4, ОПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»
P3	Организовывать и руководить работой команды, вырабатывать командную стратегию для достижения цели	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-3 ОПК-2, ОПК-3, ПК-2, ПК-14), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»
P4	Применять современные коммуникативные технологии в том числе на иностранном (-ых) языке (-ах) для академического и профессионального взаимодействия	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-4 ОПК-1, ОПК-3, ПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам»

P5	Проводить анализ и учитывать разнообразие культур в процессе межкультурного взаимодействия	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-5, ОК-2, ОПК-2, ОПК-3, ПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами»
P6	Определять и реализовывать приоритеты собственной деятельности, разрабатывать способы ее совершенствования на основе самооценки	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-6, ОК-1, ОК-3), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами»
Профиль «Инжиниринг нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств»		
P7	Формулировать, разрабатывать и реализовывать методы решения научно-исследовательских задач, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств представлять и защищать результаты	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-2, УК-3, ОПК-3, ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-4, ПК-5, ПК-6, ПК-7, ПК-8, ПК-9, ПК-10, ПК-11, ПК-12, ПК-13, ПК-14, ПК-15, ПК-16, ПК-17), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами» 26.014 – «Специалист в области разработки, сопровождения и интеграции технологических процессов и производств в области биотехнических систем и технологий»
P8	Проводить все стадии проектирования с использованием методов математического моделирования, коммерческих симуляторов и пакетов прикладных программ, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-1, УК-2, ПК-18, ПК-19, ПК-20, ПК-21, ПК-22, ПК-23), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами» 26.014 – «Специалист в области разработки, сопровождения и интеграции технологических процессов и производств в области биотехнических систем и технологий», 19.002 - «Специалист по химической переработке нефти и газа», 19.008 - «Специалист по диспетчерско-технологическому управлению нефтегазовой отрасли», 19.012 - «Специалист по оперативно-диспетчерскому управлению нефтегазовой отрасли»
P9	Разрабатывать учебно-методическую документацию, ставить новые лабораторные работы, проводить практические занятия по теме, ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-4, УК-5, ПК-25, ПК-26), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 01.004 - «Педагог профессионального обучения, профессионального образования и дополнительного профессионального образования»

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Уровень образования Магистр

Отделение школы НОЦ) Отделение химической инженерии

Форма представления работы:

Магистерская диссертация

(бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)

КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН выполнения выпускной квалификационной работы

Срок сдачи студентом выполненной работы:	20 мая 2020г.
--	---------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
12.03.2020	Анализ актуальности темы исследования. Подготовка раздела «Введение».	10
23.03.2020	Анализ основных методов регенерации катализаторов. Анализ механизмов и кинетики удаления кокса. Подготовка разделов «Технико-экономическое обоснование» и «Аналитический обзор»	20
07.04.2020	Выбор объектов и методов исследования. Постановка цели и определения задач исследования. Выполнение расчетов, моделирования и оптимизации	40
30.04.2020	Анализ результатов. Выводы и рекомендации	10
17.05.2020	Подготовка разделов «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». Подготовка раздела «Социальная ответственность»	20

Составил руководитель ВКР:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	К.Т.Н.		

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Лещик Алена Валерьевна		

СОГЛАСОВАНО:
Руководитель ООП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская М.А.	к.т.н.		

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП

(Подпись) _____ (Дата) Самборская М.А.
(Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Магистерской диссертации

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
2KM81	Лещик Алёне Валерьевне

Тема работы:

Исследование процесса регенерации цеолитного катализатора		
Утверждена приказом директора (дата, номер)	от 3.03.2020	№ 63-53/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	
--	--

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>Исходные данные к работе (наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</p>	<p>Объект исследования: процесс регенерации цеолитного катализатора КН-30</p>
<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов (аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</p>	<p>1) Введение: актуальность продления срока службы цеолитных катализаторов 2) ТЭО: перспективные способы и аппаратурное оформление процессов регенерации цеолитсодержащих катализаторов 3) Аналитический обзор: методов и кинетических закономерностей и моделей регенерации; влияние технологических параметров на эффективность процесса. Объекты и методы, постановка задачи исследования. 4) Экспериментальная часть: постановка эксперимента по регенерации катализатора КН-30 на лабораторной установке,</p>

	<i>моделирование и оптимизация процесса в Unisim, технологический расчет регенератора.</i> 5) Анализ результатов. 6) Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение. 7) Социальная ответственность. 8) Заключение. Список используемой литературы.
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)	
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы (с указанием разделов)	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Маланина Вероника Анатольевна
Социальная ответственность	Атепаева Наталья Александровна
Литературный обзор на иностранном языке	Болсуновская Людмила Михайловна
Названия разделов, которые должны быть на русском и иностранном языках:	
Литературный обзор	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	4.03.2020
---	------------------

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н., доцент		

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Лещик Алена Валерьевна		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
2КМ81	Лещик Алёне Валерьевне

Школа	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Стоимость компьютерного оборудования 30000 рублей, базовый оклад работников НИ ТПУ для доцента, к.т.н. 23264, 86 рублей, для ассистентов 14584,32 рубля
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	Нормы амортизации 4 группа со сроком полезного использования свыше 5 лет (машины и оборудование-компьютер)
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	Страховые взносы в размере 30,2 %

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ	Оценка готовности проекта к коммерциализации, выбор метода коммерциализации для разработанной модели реактор-регенератор в среде UniSim
2. Разработка устава научно-технического проекта	Постановка целей и результатов разработанного проекта, выявление заинтересованных лиц, формирование организационной структуры проекта
3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Определение контрольных событий проекта, составление плана проекта, формирование бюджета НТИ
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Определение сравнительной эффективности разработки модели реактор-регенератор среде UniSim в сравнении с аналогами, выполненными в среде Aspen HYSYS и CHEMCAD

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. «Портрет» потребителя результатов НТИ
2. Сегментирование рынка
3. Оценка конкурентоспособности технических решений
4. Диаграмма FAST
5. Матрица SWOT
6. График проведения и бюджет НТИ
7. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ
8. Потенциальные риски

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
---	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН	Маланина Вероника Анатольевна	к.э.н., доцент		20.03.2020

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ81	Лещик Алена Валерьевна		20.03.2020

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2KM81	Лещик Алёне Валерьевне

Школа	ИШПР	Отделение (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Тема ВКР: Исследование процесса регенерации цеолитного катализатора	
Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:	
1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объектом исследования является процесс регенерации цеолитного катализатора КН-30, а материалом, непосредственно закоксированный катализатор. Рабочим местом является лабораторная установка. Конечным потребителем результата научно – исследовательской работы является оператор.
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	<p>Генеральное соглашение между общероссийскими объединениями профсоюзов, общероссийскими объединениями работодателей и Правительством Российской Федерации на 2014 – 2016 годы.</p> <p>Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2013 г. N 426 – ФЗ “О специальной оценке условий труда”</p> <p>Конституция Российской Федерации. (с учетом поправок, внесенных ФЗ о поправках к Конституции РФ от 30.12.2008 N 6–ФЗ, от 30.12.2008 N 7–ФЗ)</p> <p>Федеральный закон № 421 о внесении изменений в отдельные законодательные акты РФ в связи с принятием Федерального закона "О специальной оценке условий труда" от 28 декабря 2013 г.</p> <p>Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2013 №197 – ФЗ (принят Государственной Думой 21.12.2001)</p>
2. Производственная безопасность: <p>2.1. Анализ выявленных вредных и опасных факторов</p> <p>2.2. Обоснование мероприятий по снижению воздействия</p>	<p>Микроклиматические параметры воздушной среды (температура, относительная влажность воздуха, скорость движения воздуха)</p> <p>Акустические колебания в производственной среде (повышенный уровень шума)</p> <p>Световая среда (отсутствие или недостаток необходимого естественного/искусственного освещения)</p>

	<p>Опасные и вредные производственные факторы, связанные с механическими колебаниями твердых тел и их поверхностей</p> <p>Опасные и вредные производственные факторы, связанные с силами и энергией механического движения.</p> <p>Опасные и вредные производственные факторы, связанные с электрическим током, вызываемым разницей электрических потенциалов, под действие которого попадает работающий</p>
3. Экологическая безопасность:	<p>Выбросы от технологических (углеводородов) и вентиляционных установок.</p> <p>Сбросы воды от санитарно – бытовых и ремонтных работ (гидравлические испытания).</p> <p>Твердые отходы производства (отработанный катализатор, катализаторная пыль, неисправные детали и узлы установок)</p>
4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:	<p>Возможные ЧС: прекращение подачи сырья; прекращение подачи электроэнергии; нарушение герметичности соединений трубопроводов, аппаратов или их разрыв; неисправность средств контроля и автоматики.</p> <p>Наиболее типичные ЧС – это пожары и взрывы</p>

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	20.03.2020
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель ООД ШБИП	Атепаева Наталья Александровна	нет		20.03.2020

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ81	Лещик Алена Валерьевна		20.03.2020

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА ВКР,
ВЫПОЛНЕННОГО НА ИНОСТРАННОМ ЯЗЫКЕ**

Литературный обзор

Literature review

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Лешик Алена Валерьевна		

Руководитель ВКР от ОХИ ИШПР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н., доцент		

Консультант – лингвист Отделения иностранных языков ШБИП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОИЯ	Болсуновская Людмила Михайловна	к.ф.н., доцент		

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 110 страниц, 22 рисунка, 37 таблиц, 82 источника, 1 приложение.

Ключевые слова – регенерация, цеоформинг, цеолитсодержащий катализатор, окисление кокса, восстановление каталитической активности, прекурсоры, кинетические параметры реакции, математическое моделирование, оптимизация, модель реактора-регенератора, конверсия, программное обеспечение UniSim Design.

Объектом исследования является процесс регенерации цеолитных катализаторов риформинга,

Цель работы – оптимизация технологических параметров процесса регенерации катализатора КН-30 и разработка конструкции регенератора.

В результате исследования проведены эксперименты по восстановлению активности цеолитного катализатора, разработана математическая модель реактора-регенератора и выполнена оптимизация технологических параметров, рассчитаны балансы и конструктивные размеры промышленного аппарата.

Область применения: результаты данной работы могут быть использованы для проектирования новых и оптимизации работы действующих установок регенерации цеолитных катализаторов, т.к. получение продуктов с высокой стоимостью и с меньшими капитальными и эксплуатационными затратами является одной из важных задач каждой конкурентно способной компании.

Следующий этап работы процесса – проведение эксперимента для уточнения кинетических параметров реакций, таких как давление и температура.

Определения

В данной работе применены следующие термины с соответствующими определениями:

Цеолитный катализ: процесс получения высокооктановых бензинов из прямогонных бензиновых фракций на цеолитсодержащих катализаторах.

Цеолитсодержащий катализатор: каркасные кристаллические алюмосиликаты, имеющие общую формулу $Me_{x/n}[(AlO_2)_x(SiO_2)_y] \cdot mH_2O$.

Прекурсор: вещество, участвующее в реакции, приводящее к образованию целевого продукта (полиароматики).

Конверсия: процесс переработки газов с целью изменения состава исходной газовой смеси.

Математическое моделирование: метод, позволяющий изучать свойства объектов на математической модели, осуществлять компьютерное прогнозирование оптимальных схем и режимов эксплуатации промышленных установок для сокращения количества стадий масштабного перехода.

Обозначения, сокращения

В данной работе применены следующие обозначения и сокращения:

УВ – углеводороды;

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

НИР – научно – исследовательская работа;

НИ – научное исследование;

НИП – научно- исследовательский проект;

САПР – система автоматизированного управления;

ПУ – пульт управления;

ПБ – процессорный блок;

СО – социальная ответственность;

ЭЧ – экономическая часть;

ПДК – предельно – допустимая концентрация;

ППР – планово – предупредительный ремонт;

СЗЗ – санитарно – защитная зона;

ЧС – чрезвычайные ситуации.

Нормативные ссылки

В данной работе использованы ссылки на следующие стандарты:

1. ГОСТ 12.1.005 – 88. Общие санитарно – гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. Поправка к ГОСТ 12.1.005 – 88 от 01.04.2004 [Текст]. – Взамен ГОСТ 12.1.005 – 76. – М: Стандартинформ, 2008. – 50 с.
2. СанПиН 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений»
3. ГОСТ 12.1.012 – 2004. Система стандартов безопасности труда. Вибрационная безопасность. Общие требования. Поправка от 01.07.2009 [Текст]. – М: Стандартинформ, 2010. – 23 с.
4. ГОСТ 12.1.029 – 80. Средства и методы защиты от шума. Классификация. [Текст]. – М: Стандартинформ, 1998. – 3 с.
5. ГОСТ Р 55059 – 2012. Безопасность в чрезвычайных ситуациях. Менеджмент риска чрезвычайной ситуации. Термины и определения [Текст]. – Москва: Стандартинформ, 2014 – 8 с.
6. ГОСТ 12.0.003-2015 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация

Содержание

Введение	20
1. Литературный обзор	23
1.1 Перспективные способы регенерации, аппаратное оформление	23
1.1.1 Регенерация в неподвижном слое катализатора	23
1.1.2 Регенерация катализаторов риформинга.....	23
1.2. Методы исследования, механизм и кинетика регенерации	31
1.2.1 Экспериментальные методы исследования окисления кокса	31
1.2.2 Физико-химические основы окисления углерода	36
1.2.3. Влияние характеристик кокса на реакционную способность к окислению.....	41
2. Объект и методы исследования.....	44
3. Экспериментальная часть	46
3.1 Удаление прекурсоров кокса	48
3.2 Выжиг твердого кокса.....	49
3.3 Проверка активности восстановленного катализатора	49
3.4 Анализ состава жидкого продукта после восстановления.....	51
4. Моделирование реактора-регенератора.....	54
5. Технологическое проектирование регенератора.....	61
5.1 Диаметр регенератора и его основных зон	61
5.2 Высота регенератора и его зон	64
5.3 Конструктивное оформление реактора-регенератора	65
6. Оптимизация модели регенератора.....	67
7. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	69
7.1 Предпроектный анализ.....	69
7.1. 1 Потенциальные потребители результатов исследования	69
7.1. 2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	70
7.1. 3 SWOT – анализ	71
7.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации.....	75
7.1. 5 Методы коммерциализации результатов научно – технического исследования	76

7.2 Инициация проекта	77
7.3. Планирование и формирование бюджета научного исследования	78
7.3. 1 Контрольные события проекта	78
7.3. 2 План проекта.....	79
7.3. 3 Бюджет научного исследования (НИ)	81
7.3. 3. 1 Расчет материальных затрат НИ.....	82
7.3. 3. 2 Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ	82
7.3. 3 Основная заработная плата	83
7.3. 3. 4 Дополнительная заработная плата научно – производственного персонала	85
7.3. 3. 5 Отчисления на социальные нужды.....	86
7.3. 3. 6 Накладные расходы	86
7.3. 4 Организационная структура проекта	89
7.3. 5 Матрица ответственности	89
7.3. 6 План управления коммуникациями проекта.....	90
7.4 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности разработки модели реактора цеоформинга	91
8. Социальная ответственность	95
8.1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	95
8.2. Производственная безопасность	96
8. 2. 1 Микроклиматические параметры воздушной среды (температура, относительная влажность воздуха, скорость движения воздуха)	100
8.2. 2 Акустические колебания в производственной среде (повышенный уровень шума)	101
8.2. 3 Световая среда (отсутствие или недостаток необходимого естественного/искусственного освещения).	101
8.2. 4 Опасные и вредные производственные факторы, связанные с механическими колебаниями твердых тел и их поверхностей.....	102
8.2. 5 Опасные и вредные производственные факторы, связанные с силами и энергией механического движения	103
8.2. 6 Электрический ток, вызываемым разницей электрических потенциалов, под действие которого попадает работающий	104
8.3 Экологическая безопасность	105

8.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях (ЧС)	107
8.4.1 Пожаровзрывобезопасность	108
Заключение	110
Список публикаций студента	111
Список использованной литературы.....	112
Приложение I.....	119
A.1 Literature review	119

Введение

Каталитический риформинг бензиновых фракций на сегодняшний день является одним из наиболее значимых процессов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Предназначенный для получения высокооктановых бензинов и легких ароматических углеводородов (бензол, толуол, ксилол), процесс риформинга использует гетерогенные катализаторы, имеющие в своем составе тяжелые металлы, такие как: платина, кобальт, палладий, молибден и др. Применение данных катализаторов экономически оправдано, но экологически такие катализаторы уступают цеолитным.

Цеоформинг является процессом каталитической переработки низкооктановых бензиновых фракций в высокооктановые неэтилированные автобензины на цеолитсодержащих катализаторах.

Применение технологии цеоформинг несет ряд преимуществ, таких как: простота технологической схемы и оборудования, а значит низкие капитальные затраты, сырье для цеоформинга не требует предварительной стадии гидроочистки, не нужен водородсодержащий газ, нет потребности в дополнительных технологических установках, применение экономичного и экологичного (выполненного на основе экологически чистых высококремнистых цеолитных комплексов, не содержащих тяжелых металлов) катализатора. Моноразмерность кристаллов цеолитного компонента с поверхностью, обедненной атомами алюминия позволяет значительно понизить крекирующую активность готового катализатора и уменьшить его закоксовывание при переработке углеводородного сырья широкого фракционного состава.

На территории России эксплуатируется две установки цеоформинга Нижневартовского ГПЗ (1992г.) производительностью 5 тыс.т/г, и ОАО «Сосногорский ГПЗ» (1998г.) производительностью 30 тыс.т/г. Процесс цеоформинга является малотоннажным производством по ряду причин: малый

межрегенерационный пробег катализатора, что требует организации двух параллельных технологических схем одна из которых работает в режиме реакции, а вторая в режиме регенерации. Такой подход существенно удорожает процесс, поэтому вопрос продления срока службы является актуальным. Одно из возможных решений проблемы – организация процесса в движущемся слое с непрерывной регенерацией катализатора.

Цель работы

Основной целью магистерской диссертации являются оптимизация технологических параметров процесса регенерации катализатора КН-30 и разработка конструкции регенератора. Применение математического моделирования помогает сократить количество стадий масштабного перехода и выбрать оптимальные режимы эксплуатации оборудования для выжига кокса и восстановления катализаторов.

Таким образом объектом исследования является цеолитный катализатор КН-30, а предметами исследования были методы регенерации катализаторов, математические модели реактора регенерации, оптимизация технологических параметров, таких как температура, давление и подача воздуха в аппарат, и конструкторский расчет.

Научная новизна

- Проведены экспериментальные исследования по выжигу кокса с поверхности цеолитного катализатора, восстановление каталитической активности.
- Определены кинетические параметры процесса регенерации катализатора.
- В программной среде UniSim Design разработана математическая модель реактора-регенератора.

- Определены оптимальные конструктивные и режимные параметры проведения регенерации.

Практическая значимость работы

Область применения: результаты данной работы могут быть использованы для проектирования новых и оптимизации работы действующих установок регенерации цеолитных катализаторов, т.к. получение продуктов с высокой стоимостью и с меньшими капитальными и эксплуатационными затратами является одной из важных задач каждой конкурентно способной компании.

Реализация и апробация работы

Результаты работы будут представлены на XXI Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени выдающихся химиков Л.П. Кулёва и Н.М. Кижнера «Химия и химическая технология в XXI веке» посвященная 110-летию со дня рождения профессора А.Г. Стромберга.

1. Литературный обзор

1.1 Перспективные способы регенерации, аппаратное оформление

1.1.1 Регенерация в неподвижном слое катализатора

Окислительную регенерацию в каталитических реакторах используют непосредственно для катализаторов, работающих без регенерации в течение пары месяцев (гидроочистка, риформинг), а также для непрерывно регенерируемых катализаторов, например, дегидрирования, которые теряют свою каталитическую активность за пару минут. Для первых реакторный блок на время регенерации переводят в режим окислительной регенерации. Для вторых работает несколько параллельных реакторов: в одном из реакторов продолжают проводить каталитические процессы, в другом в это время идет процесс регенерации; по завершению регенерации режимы работы аппаратов меняют местами, теперь в первом идет окисление закоксованного катализатора, во втором- непосредственно каталитический процесс.

1.1.2 Регенерация катализаторов риформинга

Почти на всех установках риформинга со стационарным слоем предусмотрена окислительная регенерация катализатора. Выход кокса при риформинге бензиновых фракций невелик и составляет всего 3-5% масс на катализатор при относительно большой продолжительности цикла в 11-12 мес., тем не менее существует необходимость увеличить продолжительность межрегенерационного цикла и использовать периодическую окислительную регенерацию катализатора [1,3,4,5,6].

Данный процесс может состоять из следующих этапов: подготовки сырья и системы к регенерации, окисления кокса, хлорирование, восстановление каталитической активности и сульфидирование катализатора.

При подготовке оборудования необходимо удалить все жидкие и газообразные углеводороды из цикла. Очистку от жидких углеводородов

проводят путем горячей десорбции с поверхности катализатора при температуре риформинга водородсодержащим газом в течение двух-трех часов после прекращения подачи сырья с последующим дренированием жидких углеводородов из системы [2]. С помощью вакуум-наноса удаляются газообразные углеводороды. Используя ВСГ, в первую очередь, с поверхности катализатора удаляются более горючие составляющие коксовых отложений, а также небольшая часть сернистых соединений. Эти соединения, при окислительной регенерации взаимодействуют с оксидом алюминия и образуют неблагоприятные сульфаты, отрицательно влияющие на каталитическую активность алюмоплатиновых катализаторов [3]. Между содержанием сульфатной серы и каталитической активностью существует обратная зависимость, поэтому предварительное удаление серы до регенерации при обработке ВСГ должно положительно влиять на свойства регенерированного катализатора.

Помимо этого, обработка перед окислением кокса должна обеспечивать защиту оборудования от коррозии [5]. В зарубежной практике реакторы риформинга вакуумируют перед регенерацией. В первой установке [7] в течение нескольких лет проводится полная откачка реакторов риформинга сначала слой катализатора охлаждают до температуры около 400°C и откачивают дважды, продувая азотом. После устанавливают заглушку и откачивают еще раз. На второй установке катализатор предварительно охлаждают, и существует опасность локального перегрева с дезактивацией из-за подсоса воздуха на горячий катализатор, а также опасность деформации реактора, из-за проведения вакуумирования при высоких температурах. Для предотвращения подсоса воздуха устанавливают регулирующие клапаны и продувают при низком давлении, чтобы продолжительность операции была минимальна [4].

Обычно окисление кокса проводят смесью инертного газа с кислородом при температуре в 300-500°C. На начальный период в инертном

газе концентрация кислорода не должна превышать 0,5%, также нормируются концентрации CO_2 и CO не более 1,0 и 0,5 %, паров воды допускается 0,2, т.к. они могут привести к дезактивации катализатора. Причины отравляющего воздействия оксидов углерода не ясны [3].

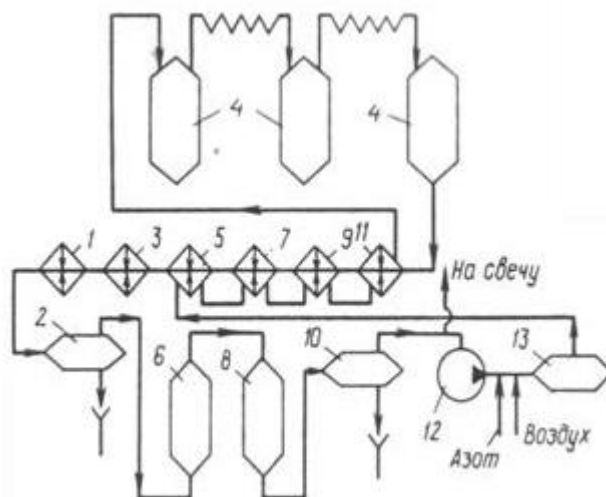


Рисунок 1 - Схема обвязки аппаратов при регенерации катализатора риформинга: 1, 3-холодильники; 2, 10, 13-сепараторы; 5, 7, 9, 11-теплообменники; 4-реакторы; 6-коллона; 8- адсорбер; 12-компрессор [1]

Одна из первых схем подачи кислородсодержащего газа для регенерации представлена на рисунке 1. На входе воздух и инертный газ смешивались в сепараторе 13. Смесь проходила последовательно по межтрубному пространству теплообменников 5, 7, 9 и 11 через секции печи и реакторов 4, затем по трубному пространству этих же теплообменников и через холодильники 1 и 3 при 35°C поступала в сепаратор 2. Далее смесь через колонну 6, адсорбер 8, заполненный оксидом алюминия, и сепаратор 10 подавали в циркуляционные компрессоры 12.

Предлагаемые параметры [8] окислительно-восстановительной регенерации алюмоплатинового катализатора из установки риформинга следующие: давление в системе 0,5 МПа, циркуляция инертного газа около 40-50 тыс.м³/ч, процент содержания кислорода в инертном газе изменяли в

пределах 1,5-2% (об.) так, чтобы исключить локальные перегревы для равномерного сгорания кокса. В первую ступень подавали окисляющий газ, из третьей ступени выводили продукты сгорания. Окислительно-восстановительную регенерацию проводили в течение 6 сут, при этом продолжительность регенерации по ступеням составила 3, 48 и 84 ч (соотношение 1:16:28), а соотношение объема катализатора составил 1:2:6.

Для прокаливания катализатора с целью десорбции воды, а также полного выжига кокса содержание кислорода увеличили до 5% (об.), температура в реакторах была повышена до отметки 510°C, наблюдались отдельные вспышки на второй и третьей ступенях, но температура не превышала заданного значения.

Для меньшей продолжительности регенерации было предложено подавать окисляющий газ двумя порциями [8], снизив тем самым длительность цикла на 24 ч. При двухпоточной регенерации подача газа осуществлялась бы для первого потока через первый и второй реакторы, для второго потока через третий реактор. В литературе [9] приведен опыт подачи воздуха на каждую ступень риформинга без теплообменников. Принципиальная схема одновременной подачи на выжиг кокса кислородсодержащего газа показана на рисунке 2 [9], а режим регенерации катализатора приведен в таблице 1.

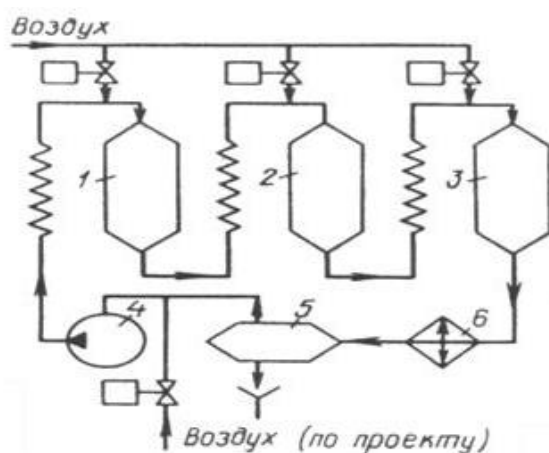


Рисунок 2 - Измененная схема подачи воздуха на регенерацию платинового катализатора на установке 35-5: 1-3-реакторы; 4-

циркуляционный компрессор; 5-сепаратор; 6-холодильник циркулирующего газа

Таблица 1 - Показатели режима регенерации катализатора по измененной схеме [9]

Показатели	Ступени реакции		
	I	II	III
Давление, Мпа	1,1	0,9	0,85
Расход воздуха на каждую ступень, м ³ /ч	400	670	800
Содержание кислорода, % (об.) на входе в реактор в режиме:			
Выжиг	0,7	1,1	1,2
Прокаливание	2,9	1,9	2,1
Время горения кокса, ч	3-40	3-20	4-30

Далее после выжига кокса идет стадия галогенизирования, предназначенная для повышения дисперсности платины и восстановления кислотных свойств катализатора. В качестве переносчика галогена используются тетрахлоруглерод или дихлорэтан [12]. В настоящее время производство переходит на использование хлорпроизводных этана и пропана [10], а хлорид водорода, использовавшийся ранее за рубежом, уходит на второй план. При использовании органических хлорсодержащих веществ аппаратура меньше подвержена коррозии, а так же упрощена стадия дозирования. Обычно, перед завершением регенерации, на стадии прокаливании осуществляют подачу галогена в реактор.

Вместе с тем предлагается проводить подачу галогена в течение всего периода регенерации биметаллических катализаторов риформинга [14]. Диспергирующие свойства хлора объясняют сокращение продолжительности регенерации при подаче хлорсодержащих соединений непосредственно во

время окисления кокса. Обычно платина находится в агрегированном состоянии в отработанном катализаторе. Ее крупные агрегаты препятствуют проникновению кислорода вглубь катализатора, в связи с чем процесс регенерации может тормозиться. Диспергирующие свойства хлора в свою очередь помогают кислороду проникать в глубокие слои катализатора, увеличивая скорость регенерации.

После выжига кокса и хлорирования катализатор обычно восстанавливают, используя водород. Перед подачей водорода реактор продувают инертным газом (азот) до содержания кислорода не более 0,3% (об.) и диоксида углерода 0,1% (об.) во избежание возгорания (самовоспламенения) остатков пыли или воздушной смеси. Если использовать водород с других установок риформинга, то он может содержать углеводороды тяжелее пропана[13]. Поэтому применение данного вида водорода не рекомендуется во избежание гидрокрекинга содержащихся в нем углеводородов, что может привести к закоксовыванию катализатора [13]. Для восстановления активности биметаллического катализатора предлагают использовать только электролитический водород, хотя есть успешные опыты применения водорода риформинга в процессе восстановления биметаллических катализаторов [7,15].

Необходимой стадией обработки катализатора перед подачей на него сырья является сульфидирование. Это способствует снижению отложений кокса за счет уменьшения активности платиновых катализаторов в реакции гидрогенолиза парафинов, а также уменьшению температурных скачков, что увеличивает длительность пробега катализатора [1].

Сера положительно влияет на селективность и стабильность платинового катализатора за счет своей способности к диспергированию платины [16]. Процесс сульфидирования проходит во всех реакторах риформинга, а не только на последнем этапе регенерации. Как правило,

сульфидирующий агент представляется диметилсульфидом, сероуглеродом или этилмеркаптаном [17]. Свежий катализатор может быть подвержен сульфидированию только в тех случаях, когда в пуско-наладочный период времени необходимо подавить температурные скачки и деметанирование вследствие остаточной сере на катализаторе и определенном содержании влаги в сырье [11].

На первом этапе выжига основной массы углерода оптимальными условиями протекания процесса являются температура 375-500°C, давление 0,1-0,7 МПа, объемная скорость газ. 100-2000 ч, продолжительность 20-30 ч. катализатор обрабатывают газовой смесью, содержащей предположительно 0,5-2,0% (об.) O₂, 0,1-5,0% (об.) паров воды и 0,001 -0,25% (об.) соединений галогена (остальное - инертный газ). Этап выжига считается завершенным, когда перепад температур в слое катализатора оказывается меньше 1°C.

На второй стадии катализатор обрабатывают кислородсодержащим газом с целью удалить остатки кокса и перевести металлы в оксиды. Оптимальными условиями считаются температура 500-510°C, давление 0,1-0,7 МПа, продолжительность 1-2 ч. Смесь состоит всё также из 0,1-5,0% (об.) H₂O, 0,01-0,25% (об.) галогенсодержащего соединения и инертного газа. Содержание кислорода в разы больше, чем на этапе выжига, и составляет приблизительно 4-25% (об.).

В отдельных случаях для более полного удаления углерода от первой до второй стадии переходят постепенно, медленно увеличивая температуру и поддерживая концентрацию кислорода на нижнем уровне (как при первом этапе в пределах 0,2-3 % (об.)). При этом чрезмерного подъема температуры не наступает, переход от первого ко второму этапу происходит более мягко в течение 1-3 часов при температуре 500-510°C.

Следом за вторым этапом, лучшим способом довести содержание галогена до 0,5-1,5 % (масс.) будет продуть катализатор воздухом, с концентрацией H₂O 1,0-3,0% (об.) и HCl 0,001-1,5% (об.). Длительность продувки может варьироваться от 1 до 10 часов, при оптимальной температуре

в 525°C. Введение свежего воздуха на катализатор способствует дожиганию (до окислению) углеводородов и окиси углерода, тем самым поднимая температуру процесса. После воздуха катализатор продувают инертным газом (как правило, используют азот) при более высокой температуре в 500-600°C. После данных манипуляций регенерированный катализатор восстанавливают водородом (водородсодержащим газом), свободным от серы при температуре 450-600°C продолжительностью от 30 мин до двух часов. Давление и объемная скорость газа остается неизменной, как на первом этапе выжига основной массы углерода. Зачастую восстановленный катализатор сульфидируют, обрабатывая смесью сероводорода и электролитического водорода при менее жестких условиях в 375°C и 0,7 МПа.

При таких манипуляциях восстановленный катализатор нередко показывает даже большую каталитическую активность, чем тот же биметаллический платинорениевый свежий катализатор. Помимо восстановления активности катализатора, выход риформата на время второго пробега оказывается даже выше, чем изначально предложенный, а температуру процесса удалось снизить на 5°C [7].

На сегодняшний день некоторые зарубежные страны используют жидкий кислород для выжига кокса [12,15]. Применение жидкого кислорода помогает существенно экономить время на регенерацию, повышать массовую скорость газа, и работать на более высоком рабочем давлении, что приводит к более равномерному выжигу кокса без возникновения локальных перегревов. Потребление жидкого кислорода способствует сокращению продолжительности первого этапа выжига, который ограничивается (по времени) подводом кислорода к зернам катализатора. Теперь первый этап может занимать до 23 часов, в сравнении с ранее заявленными 80 часами [13]. Если установить концентрацию кислорода в регенерирующем циркулирующем газе постоянной, и равной приблизительно 0,7% (об.), вести процесс регенерации на предельной температуре, постепенно увеличивая

давление, то длительность выжига основной массы кокса заметно сократиться. Таким образом, продолжительность регенерации катализатора обратно пропорциональна давлению.

Обращение с жидким кислородом требует некоторых мер предосторожности: все коммуникации очищают от масла (резьбовые соединения покрываются тефлоном, невосприимчивым к солям, кислотам и растворителям), используют блокировки, которые отключают подачу кислорода при ее снижении, или в случае прекращения работы циркуляционного компрессора. Из-за более высокой плотности циркуляционного газа необходимо проводить проверочный расчет компрессоров, работающих с жидким кислородом. Помимо высокой скорости регенерации, других преимуществ использования жидкого кислорода замечено не было [12]. Некоторые компании уже на протяжении 7-8 лет используют данную методику, пользуясь мобильными (передвижными) средствами хранения и испарения кислорода [13]. Ряд фирм напротив, предлагает в качестве циркуляционного газа регенерации использовать простой воздух, применяя в этом случае простые воздушные компрессоры. Стоит отметить, что смазывать компрессоры минеральным маслом не стоит, а жидкий кислород и вовсе можно подавать без смазки маслами.

1.2. Методы исследования, механизм и кинетика регенерации

1.2.1 Экспериментальные методы исследования окисления кокса

В настоящее время широкое применение при исследовании закономерностей окислительной регенерации получили методы термографии и кинетических измерений.

В самых первых работах по исследованию окисления на алюмосиликатах использовали проточный метод [18]. Во-первых, проточный метод прост в аппаратном оформлении, во-вторых, близок к основным принципам работы реакционных устройств. Недостатком является

невозможность измерения скоростей расходования, а в силу принципа интегрального реактора невозможно образование компонентов реакционной среды. Из-за наличия концентрационных и температурных градиентов во многих случаях трудно выйти на режим идеального вытеснения, особенно это касается реакций с большим тепловым эффектом [19]. Кроме всего прочего, математическое описание будет представлено в виде систем дифференциальных уравнений в частных производных, решение для определения кинетических констант которых затруднительно и приводит к неоднозначным результатам.

Такие недостатки проточного метода вызывали определенные трудности, поэтому велись поиски других возможных методов окисления. В некоторых работах использовали системы с псевдооживленным слоем катализатора. В этом случае фактически реализуют режимы промежуточные между смешением и идеальным вытеснением, но ни один из режимов так и не достигается [20,21].

Широкое распространение среди методов окисления кокса получил «дифференциальный» метод [22]. В работе была представлена простая проточная система с большим объемом газовой смеси. При этом степень превращения в слое катализатора практически неизменна, и можно предположить скорость реакции одинаковой в каждом сечении слоя и проводить измерения можно в виде количества продуктов окисления, получаемых в единицу времени (часто скорость выжига смотрят по разнице массы катализатора). Более удачная конструкция реакторов такого типа представлена на рисунке 3 [23].

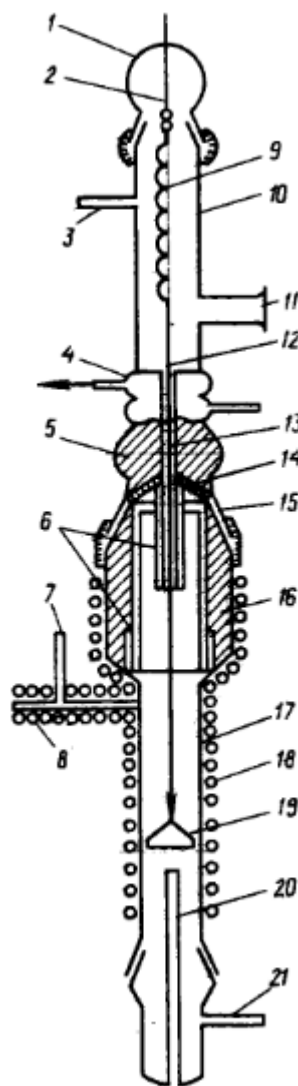


Рисунок 3 - Реактор с весами Мак-Бена:

1-пробка; 2-крючок; 3-штуцер для ввода аргона; 4-термостатированный холодильник; 5-асбест; 6-асбестовая лента; 7-штуцер для ввода углеводородов; 8-испаритель; 9-спираль кварцевая; 10-кожух; 11-пластинка из оптического стекла; 12-нить кварцевая; 13-трубка кварцевая; 14-конус из силиконовой резины; 15-кварцевый стакан; 16-стекловолокно; 17-корпус реактора; 18-электрообогрев; 19-корзинка для катализатора; 20-карман термопары; 21-штуцер для ввода катализатора.

Недостатком дифференциального метода можно считать не всегда высокую точность измерений скорости расходования кислорода, которая пропорциональна малой разности концентраций входа и выхода.

Основным методом экспериментального исследования считается безградиентный метод [24, 25]. Главным условием применимости является стационарность изучаемого процесса, а преимущество состоит в измерении

скоростей превращения непосредственно компонентов реакционной системы. Стационарность процесса для реакций окислительной регенерации катализаторов не выполняется. Поэтому предлагаются различные подходы для преодоления возникших проблем [26]. Наиболее оптимальным решением стало уменьшение объема реактора до размеров, которые обеспечат квазистационарность процесса в лабораторных условиях [27,28,29].

На текущий момент уже созданы и используются лабораторные установки, с помощью которых можно изучать закономерности изменения концентраций в процессе горения оксидов углерода (CO и CO_2), кислорода, оксидов серы SO_2 и паров воды, т.е. компонентов газовой фазы [30,31]. Также описанные установки позволяют изучать кинетику регенерации путем измерения скоростей выжигания кокса с поверхности катализатора. В таких системах обычно используют безградиентные реакторы различных конструкций наряду с газовым хроматографом для анализа конечных продуктов окисления. Использование газового хроматографа на потоке кинетической установки обуславливает дискретный характер получения данных. Приблизительное время одного хроматографического анализа составляет около 2-2,5 минуты. Для быстротекущих процессов окисления получение информации о начальном времени реакции затрудняется. Помимо этого нестационарность процесса выжигания кокса с поверхности катализатора требует регистрации множества хроматограмм, для обработки которых требуется большое количество времени.

На рисунке 4 приведена схема автоматизированной установки. Установка состоит из двух взаимосвязанных частей - технологической части и аналитического (управляющего) комплекса, позволяющего вести процесс в полуавтоматическом режиме и регистрацией информации в режиме реального времени. Технологическая часть состоит из блока очистки, стабилизации расхода и переключения газовых потоков, блока получения и дозирования водяного пара, а также реакторного блока безградиентного типа с

псевдооживленным слоем. Аналитический комплекс состоит из масс-спектрометра (анализатора) MX-1215 и УВМ СМ-1 и управляет технологической частью установки.

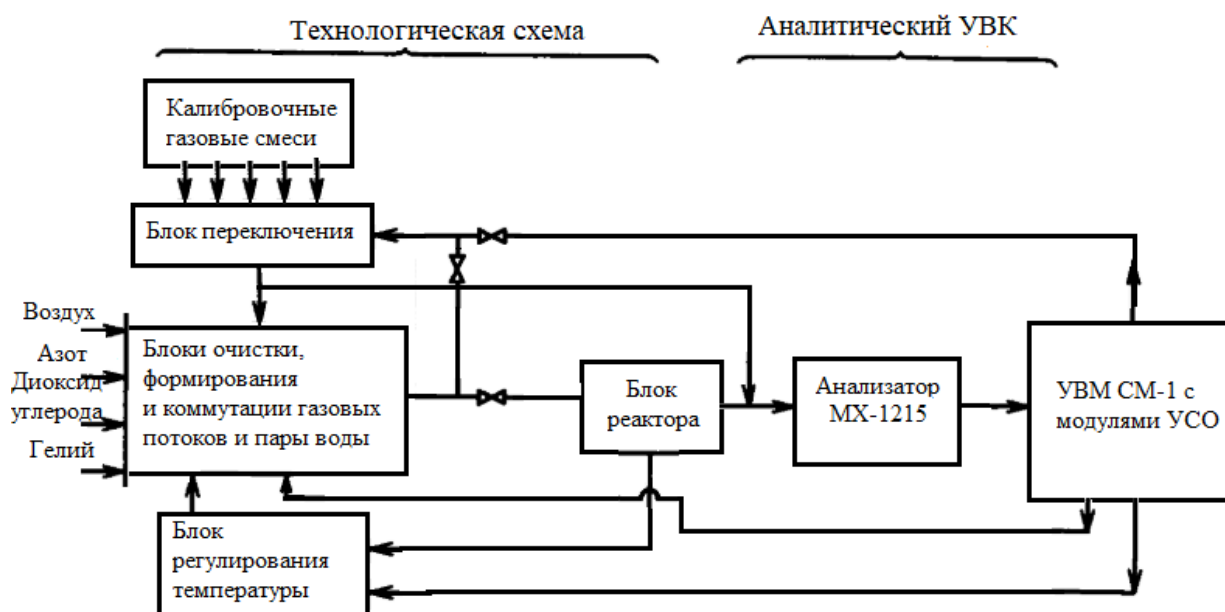


Рисунок 4 - Схема автоматизированной установки для исследования закономерностей окислительной регенерации катализаторов

Воздух, азот, диоксид углерода и гелий постоянно подведены к установке. Газы последовательно проходят редуктор, систему очистки, осушки, газовые блоки для стабилизации массового расхода. Именно за счет блоков и кранов-переключателей есть возможность варьировать состав исходного газового потока окисления в широком диапазоне, и дозировать продукты реакции и СО и СО₂ на вход в реактор, а с помощью сатуратора регулировать подачу паров воды. Преимуществом реактора данного типа является малое отношение газового объема к объему катализатора, что позволяет быстро (около 20-30 с) обеспечить выход на квазистационарный режим.

Таким образом, описанные методики позволяют получать подробную информацию о закономерностях окисления углерода на поверхности катализатора. С помощью безградиентного метода анализа можно наблюдать за изменением массы закоксированных образцов как в изотермическом, так и в

неизотермическом процессе, наличие компонентов кокса с различной реакционной способностью к окислению, а также исследовать закономерности поглощения и выделения (с газообразными продуктами) кислорода. Однако, из-за малых сведений о структуре регенерируемого катализатора возможно протекание побочных процессов, которые могут привести к изменению свойств и структуры регенерируемых катализаторов. Поэтому важно дополнять исследования изучением структуры закоксованных катализаторов и кокса. Сегодня для этих целей используют сканирующую электронную микроскопию, РФЭС, и другие комплексы методов.

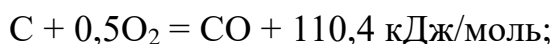
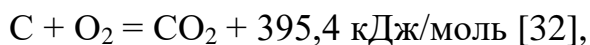
1.2.2 Физико-химические основы окисления углерода

Окислительная реакция на поверхности катализатора представляет из себя процесс взаимодействия кислорода с коксом. В результате совокупности химических реакций кокс удаляется в виде газообразных окисей углерода, водяных паров, а иногда и оксидов серы. На сегодняшний день известно о том, что окисление кокса происходит по стадийному механизму, с образованием и разложением кислород-углеродных комплексов. Но при этом кинетические закономерности для разных видов катализаторов различны, это связано с различными свойствами кокса, например, содержание кокса в катализаторе, состав газовой фазы или различные рабочие температуры. Также, на закономерности удаления кокса влияет поверхность регенерируемых катализаторов.

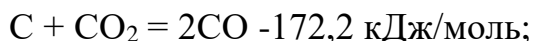
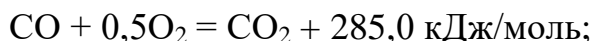
Основным горючим в составе кокса, как и в угле является углерод. Поэтому на примере окисления углерода угля рассмотрим современные представления об окислительной обработке катализаторов при температурах процесса в 450-700°C.

Горение углерода может характеризоваться следующими признаками [32,33]:

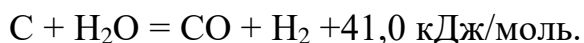
1) химическое взаимодействие углерода с кислородом или собственно горение углерода, в результате которого образуются оксиды углерода



2) дальнейшие превращения образующихся оксидов



3) взаимодействие углерода с водяным паром, поскольку при окислении угля практически всегда в реакционной зоне присутствуют пары воды



Хотя до 700°C можно пренебречь реакциями непосредственного взаимодействия углерода с парами воды и диоксидом углерода, и характеризовать окисление реакциями взаимодействия кислорода с углеродом, и доокисления оксида углерода в виде газовой фазы [32]. Согласно работе [33] если температура процесса ниже 750°C, то скорости реакции окисления в сухой среде достаточно малы.

Реакционная способность углерода зависит от наличия примесей в его составе, от структуры и «чистоты». Например, карбонат натрия, калия, лития и соли железа оказывают значительное влияние на температуру воспламенения углерода [34, 37]. Поэтому при изучении взаимодействия углерода с кислородом используют древесный уголь, графит, или любые другие беззольные угли. Окончательно избавиться от примесей практически всегда не удастся, следовательно исследователи применяют в изучении кинетики процесса окисления, к примеру, электродный уголь (с высоким содержанием углерода, без летучих соединений, подготовленный беззольный уголь) [33, 35]. Безусловно, использование беззольного угля вносит некоторые

погрешности в исследуемые закономерности. Помимо чистоты материала необходимо обратить внимание на внутреннюю поверхность углерода, от которой может зависеть внутриобъемное реагирование в процессе окисления углерода [36].

Скорость взаимодействия кислорода и углерода при низких температурах зависит от содержания кислорода и температуры реакции для конкретных образцов углеродных материалов [32,36]. В зависимости от условий проведения процесса содержание кислорода может варьироваться от 0 до 1 [35,38].

Продуктами реакции окисления углерода являются два оксида углерода, при этом ученые до сих пор не могут прийти к одной договоренности, является ли диоксид углерода самостоятельным первичным продуктом, либо он является доокисленным продуктом монооксида углерода в газовой фазе. Большинство делают выводы о том, что оба оксида углерода являются первичными продуктами окисления [32,39].

В работе [34], представлены результаты, при которых две марки углей с различной реакционной способностью исследовали в интервале температур 400-900°C. Исходя из описанного ниже уравнения, можно сделать вывод о том, что соотношение оксидов углерода регулируется только различной температурой воздействия.

$$\text{CO}/\text{CO}_2 = 10^{3,4} \exp (-E/RT), E=51 \text{ кДж/моль}.$$

Окисление углерода кислородом процесс довольно сложный, протекает с образованием и разрушением кислород-углеродных комплексов, образуя в газовую фазу оба оксида углерода[34]. При низких температурах образование поверхностных комплексов подтверждается непосредственным увеличением массы частицы угля и данными ИК-спектроскопии [32,40].

Рисунок 5 иллюстрирует результаты определения массы частицы каменного угля при взаимодействии с кислородом методом непрерывного взвешивания на кварцевых весах [32]. При температуре 400°C и концентрации

кислорода 1,0% (об.) кривая 2 имеет два характерных максимума и минимума. При увеличении концентрации кислорода до 5,0% (об.) на кривой 3 наблюдается непрерывное и значительное уменьшение массы. При более высокой температуре увеличение массы удалось проследить только при концентрациях кислорода менее 3,0% (об.).

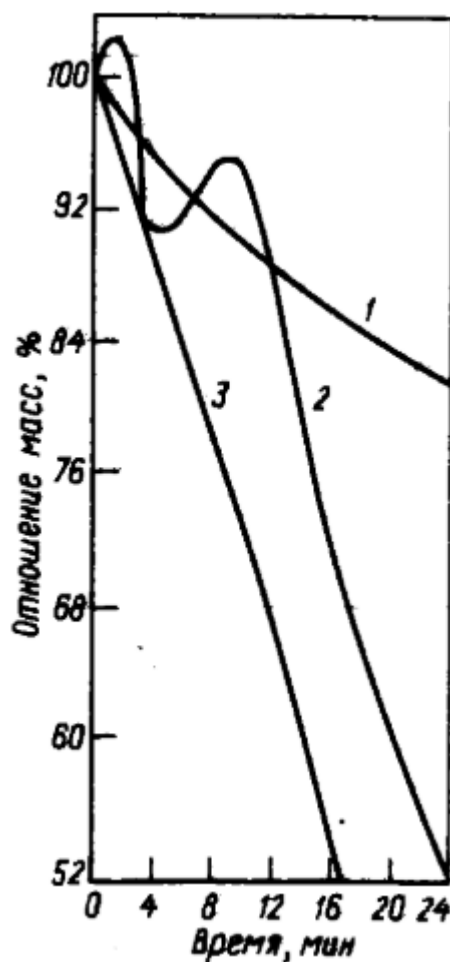


Рисунок 5 - Изменение отношения текущей массы к исходной массе частицы каменного угля при низкотемпературном окислении (400°C):

1-без кислорода; 2,3-содержание кислорода 1,0 и 5% (об.)

При низкотемпературном взаимодействии с кислородом (до 200°C) образуются термически малостойкие пероксиды, преимущественно взаимодействующие лишь с боковыми радикалами [40]. При повышении температуры до 480-700°C предполагается образование более стабильных углерод-кислородных связей, с входящими в состав ядра атомами углерода. Это объясняет наличие двух участков подъема на кривой изменения массы

углеродного образца: первый участок говорит об образовании пероксидов (легкогорючей составляющей), а второй – образование стойких углерод-кислородных комплексов.

Данных о строении и составе кислород-углеродных комплексов на сегодняшний день недостаточно, хотя сам факт существования этих комплексов является общепринятым [33, 40]. Данные о составе ограничены в виду сложности определения характеристик из-за условий окисления и в зависимости от исходного состава углеродных материалов. Ни одна из представленных гипотез о механизме окисления не решает проблемы изменения параметров с максимальной точностью экспериментально установленных физико-химических закономерностей.

Большинство авторов при написании кинетики окисления углерода используют реакции первого или дробного порядка по кислороду. Наблюдаемая энергия активации окисления углей как раз рассчитана на основании этих уравнений и равна 243 кДж/моль [33]. Для небольших концентраций кислорода (2,0% об.) энергия активации равна 217 кДж/моль [35].

Как уже говорилось ранее, примеси в углеродсодержащих материалах могут изменять скорости окисления углерода. Так, калиевые соли, различные кислоты, хлориды щелочных и щелочноземельных металлов определено обладают промотирующим действием в интервале температур 310-440°C [34]. Было установлено, что при 367°C спустя 100 минут после начала окисления степень превращения с добавлением хлорида калия значительно больше, чем в некатализируемой реакции. Из этого механизма действия было объявлено два предположения.

Первое, о том, что катализатор увеличивает скорость разрушения кислород-углеродного комплекса, которая прежде была ограничена, и определяет скорость протекания всего процесса, где наибольшую активность проявляют примеси солей основного характера.

Второе предположение о действии катализатора, способном при окислении быть переносчиком кислорода из газовой фазы к углероду. При этом имеет место попеременное окисление промотора кислородом и его восстановление углеродом с последующим выделением в газовую фазу окисленного углерода.

Образующийся монооксид может доокисляться в газовой фазе до диоксида углерода (радикальная реакция с разветвленно цепным механизмом) [41,42]. Значительную роль в протекании процесса играют радикалы ОН. Следовательно, добавление паров воды в небольших количествах, водорода и углеводородов способствует понижению температуры воспламенения смеси СО и СО₂ на десятки-сотни градусов [41]. Однако на сегодняшний день исследования процесса окисления монооксида углерода ведутся в нехарактерных для процесса условиях регенерации катализаторов.

1.2.3. Влияние характеристик кокса на реакционную способность к окислению

Кокс по своему составу неоднороден, и может содержать не только углерод, но и водород, в некоторых случаях кислород и серу. Неоднородный состав кокса, образующегося на катализаторах, обуславливает различную реакционную способность к окислению.

Закоксованный парами *n*-пропилового спирта алюмохромовый катализатор на кривой изменения температур показал два максимума [43]. Первый пик при 285°C, второй при 370-380°C. При дальнейшем термическом анализе две различные области выгорания кокса находили и на других закоксованных катализаторах [44,45]. Наличие двух пиков может указывать на неоднородность кокса по составу или структуре.

В первых работах по изучению кинетики обнаружили связь между скоростью выгорания кокса и его химическим составом [46]. Все исследования показали выгорание водородсодержащих компонентов преимущественно в начальные моменты времени при температуре 500-610°C. Многочисленные

подтверждения подтвердили гипотезу о взаимосвязи скорости разложения кокса и его составом. В таблице 2 приведены данные по изменению отношения Н/С в коксе по мере его выжига с цеолитсодержащего катализатора крекинга [47].

Таблица 2 – Отношение Н/С в коксе по мере выжига

Содержание кокса, % (масс.)	3,60	2,93	2,37	1,41	0,45	0,20
Отношение Н/С	0,70	0,62	0,56	0,46	0,20	Н ₂ нет

Из приведенных данных сделаем вывод, что в начальные моменты выжига происходит своеобразное окислительное дегидрирование кокса (рисунок 6,7) [48].

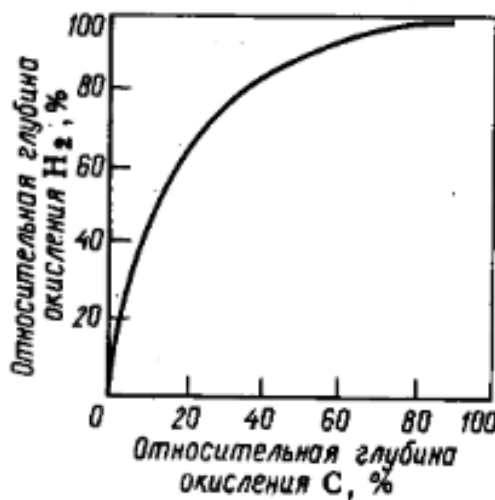


Рисунок 6 - Относительная глубина окисления углерода и водорода при регенерации закоксованного аморфного алюмосиликатного катализатора

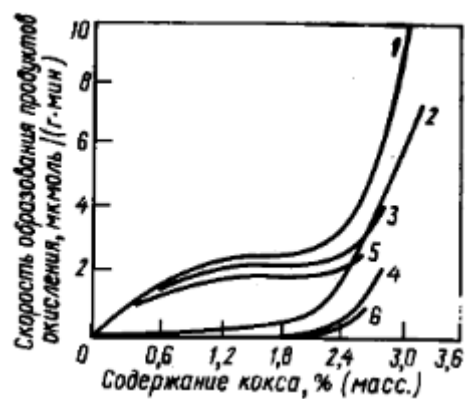


Рисунок 7 - Изменение скоростей образования продуктов окисления по мере выжига кокса воздухом при 460 °С образцов закоксованного катализатора Цеокар-2, обработанных гелием при различных температурах:

1,3,5-суммарная скорость выделения углерода; 2,4,6-скорости выделения паров воды; температура продувки 460°С (1,2), 500°С (3,4), и 650°С (5,6) [49].

2. Объект и методы исследования

В рамках магистерской диссертации были исследованы образцы закоксованного цеолитного катализатора марки КН-30.

Целью исследования являлись расчет основных конструктивных характеристик реактора-регенератора и оптимизация технологических параметров процесса регенерации цеолитного катализатора КН-30, а также разработка конструкции реактора-регенератора.

Эта цель была успешно реализована посредством проведенных экспериментов по регенерации цеолитов на лабораторной установке (при различных температурах и продолжительности проведения регенерации) и применением метода математического моделирования, позволяющего изучить свойства объектов на математических моделях, проводить компьютерное прогнозирование оптимальных режимов эксплуатации, и схем промышленных установок, что помогает сократить количество стадий масштабного перехода.

Для достижения заданной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Провести эксперимент по удалению кокса и восстановлению активности цеолитного катализатора
2. Рассчитать балансы, кинетические параметры реакций окисления кокса, и конструктивные размеры промышленного аппарата;
3. Построить модель реактора-регенератора в UniSim Design;
4. Оценить полученную модель на адекватность;
5. Проектирование реактора-регенератора;
6. Провести оптимизацию модели регенератора для цеолитных катализаторов.

Для построения модели реактора-регенератора использовалась программа Honeywell UniSim Design – программное обеспечение (ПО) для моделирования технологических процессов на промышленных предприятиях

нефтегазовой, нефтеперерабатывающей, нефтехимической, химической и энергетической отраслях.

Пакет UniSim Design помогает инженерам более чем в 250 компаниях по всему миру в создании стационарных и динамических моделей для проектирования и оптимизации промышленных установок и систем управления, анализа нештатных ситуаций и рисков, оценки систем безопасности, мониторинга рабочих показателей, устранения неполадок, и улучшения эксплуатационных качеств.

3. Экспериментальная часть

Эксперименты по регенерации цеолитного катализатора проводились на установке, представленной на рисунке 8.



Рисунок - 8 Лабораторная установка

Лабораторная установка состоит из технологической части и аналитического комплекса. В технологической части имеем блоки переключения газовых смесей, блоки регулирования температуры и непосредственно проточного реактора, зафиксированного в термо-шкафу. Аналитический комплекс позволяет вести процесс полуавтоматически, и состоит из пульта управления (ПУ) и процессорного блока (ПБ), и позволяет регулировать давление внутри реактора, температуру рубашки реактора, температуру внутри термо-шкафа и в слое катализатора.

В установке используют баллоны со сжатым газом под давлением 1,6 МПа или 7 атм. В таблице 3 приведены примеры окраски баллонов.

Таблица 3 – Окраска и маркировка баллонов с газами

Газ	Цвет баллона	Цвет надписи	Цвет полосы
Азот	Черный	Желтый	Коричневый
Водород	Тёмно-зеленый	Красный	-
Монооксид углерода, не менее 99,9% (Горючие газы)	Красный	Белый	-
Н-гексан (нефтегаз)	Серый	Красный	Черный

Отдельные расходомеры (Bronkhorst) позволяют регулировать расход газовых потоков.

При необходимости из двухфазного сепаратора можно слить жидкий продукт для исследования на наличие прекурсоров кокса. Далее жидкость исследуют на газовом хроматографе «Хроматек-Кристалл 5000» для проверки активности катализатора.

Все продукты реакции окисления кокса, т.е. газы, уходят в атмосферу. ПДК выбросов оксидов углерода не превышают нормы, установленные [58].

В случае повышения температуры выше заданной на 10°C, или повышения давления выше установленного срабатывает световая сигнализация.

В процессе работы над магистерской диссертацией были проведены эксперименты по регенерации катализатора КН-30. Целью являлось построение модели регенерации цеолитных катализаторов.

Задачами эксперимента были:

1. Определение количества кокса и доли десорбируемых прекурсоров, образовавшихся за время предыдущих опытов (≈ 120 часов);
2. Выполнение регенерации и проверка активности регенерированного катализатора;
3. Разработка модели регенерации катализатора, и проверка на адекватность.

Регенерация катализатора проводилась через следующие стадии:

1. Стадия осушки и удаления десорбируемых прекурсоров в токе азота;
2. Выжиг твердого кокса с использованием воздуха.

В таблице 4 представлены параметры этапов

Таблица 4 - Этапы и параметры регенерации

№	Название этапа	Конечная температура процесса, °С	Скорость подъема температуры, град./мин	Время выдержки при T, мин	Действия
1.	Удаление прекурсоров	600	10	30	Прекурсоры в сепаратор, жидкость в хроматограф. По окончании этапа катализатор взвесить
2.	Выжиг твердого кокса	600	10	360	По окончании этапа катализатор взвесить
3.	Проверка активности	345	10	60	По окончании этапа катализатор высушить и взвесить, газ на хроматограф, отобранные пробы жидкости взвесить, стабилизировать, взвесить снова и на хроматограф
		375		30	
		400		60	

3.1 Удаление прекурсоров кокса

Известно, что предшественники (прекурсоры) кокса удаляются из образца катализатора путем продувки инертным газом. Твердый кокс устойчив даже при повышении рабочей температуры выше 600°C, и удаляется путем сжигания.

На данном этапе план эксперимента предполагает температуру процесса 300-600°C с шагом в 100°C и продолжительностью в 1 час на каждой температуре.

По предварительным данным масса загруженного в реактор катализатора составляла 5,4904 г, а после выгрузки 6,2755 г. Таким образом, количество образовавшегося кокса на катализаторе составляет 0,7665 г или 12% от конечной массы катализатора.

После продувки (удаления прекурсоров) масса катализатора составила 6,0743 г. Таким образом, можно сделать вывод, что масса кокса составляет 0,621 г или 11,4% масс.

3.2 Выжиг твердого кокса

Взвешенный катализатор загружают в установку (реактор идеального вытеснения) и проводят выжиг кокса при параметрах 600°C, и подачей воздуха с 30% избытком по углероду. Будем считать, что оставшийся кокс (0,621 г) состоит преимущественно из углерода.

Расчет необходимого количества воздуха. Предполагаем, что протекает следующая реакция $C + O_2 = CO_2$

На 12г углерода приходится 32г кислорода – стехиометрическое количество, т.е. 41,6 с 30% избытком. Поэтому воздуха потребуется $41,6/0,23=180,87$ г

На выжиг 0,621 г углерода потребуется 9,36 г воздуха.

Рассчитаем объемную скорость подачи воздуха, зная, что плотность воздуха 1,29 кг/м³.

$$9360 \text{ мг} = 7256 \text{ мл} = 7,26 \text{ л}$$

В конце этапа по выжигу твердого кокса необходимо охладить катализатор в эксикаторе и взвесить. Масса после выжига 5,8384 г.

3.3 Проверка активности восстановленного катализатора

После проведения выжига кокса катализатор извлекается из реактора, просушивается 2-4 часа при температуре в 150°C, остужается в эксикаторе и взвешивается. Параметры эксперимента представлены в таблице 5.

Таблица 5 – Параметры эксперимента

№ этапа	Цель	Т, °С	Время, мин	Расход н-гексана/азота, мл/ч	Давление, атм
1	Подготовка катализатора	350	30	20 ($5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	15
2	Эксперимент	345	60		
3		375	30		
4		375	120		
5		400	60		35

По окончании каждого этапа осуществлялись отборы жидкого продукта, взвешивали, определяли объем, плотность и стабилизировали под тягой 7 дней, после чего опять взвешивали, и анализировали на хроматографе.

Таблица 6 - Масса жидкого продукта в сосуде

Температура, °C	Время, мин	Вес жидкого продукта в сосуде, грамм				
		19.02.20	20.02	21.02	25.02	27.02
345	60	109,48	108,11	107,14	107,13	106,53
375	30	110,16	108,47	107,12	107,11	106,33
375	120	122,43	119,91	117,83	117,82	114,09
400	60	114,05	111,82	109,89	109,88	106,67

В дальнейшем изменения веса жидкого продукта не наблюдалось, следовательно, все газы испарились. Учитывая вес пустой бутылки равный 103,69 грамма, получим

Таблица 7 – Масса жидкого продукта нетто в четырех экспериментах

Температура, °C	Время, мин	Вес прекурсоров, грамм				
		19.02.20	20.02.20	21.02.20	25.02.20	27.02.20
345	60	5,79	4,42	2,45	3,44	2,84
375	30	6,47	4,42	3,43	3,42	2,64
375	120	18,74	16,22	14,14	14,13	10,4
400	60	10,36	8,13	6,2	6,19	2,98

До сдува масса катализатора в пакете 6,2755 грамм.

После сдува масса катализатора в пакете 5,8384 грамм.

Учитывая массу пакета 0,3155 г, получим вес восстановленного катализатора

$$m_{\text{вос кат}} = m - m_{\text{пакета}} = 5,8384 - 0,3155 = 5,5229 \text{ гр}$$

Результаты восстановления показывают, что часть кокса осталась на катализаторе:

$$5,5229 - 5,4904 = 0,0325 \text{ г.}$$

Что в процентном соотношении составляет 0,6%.

3.4 Анализ состава жидкого продукта после восстановления

На газовом хроматографе «Хроматек-Кристалл 5000» проводился детальный углеводородный анализ компонентов жидкого продукта. Данный газовый хроматограф обладает широкими аналитическими возможностями и высокой чувствительностью. Сравнения проводились по выходу, групповому (суммарному) углеводородному составу.

Таблица 8 - Углеводородный анализ при температуре 345°C, длительности 60 мин.

Продукты со свежего катализатора						
Группа	Парафины	Изопарафины	Ароматика	Нафтенy	Олефины	Итого
6	6,204	38,443	0,459	0,127	0,152	45,385
Итого	17,542	66,952	12,688	2,195	0,623	100
Продукты с восстановленного катализатора						
6	1,675	0,858	0	2,069	0,051	4,653
Итого	23,120	19,135	42,245	10,468	4,996	100

Анализируя данные (таблица 8), можем сказать об изменении выхода углеводородов. В восстановленном катализаторе выход изопарафинов составил всего 19%, в свежем же катализаторе его содержание составляло около 67%. Это говорит о том, что изопарафины (т.е. парафины с молекулами разветвленного строения) перешли в молекулы циклического строения - в нафтенy (циклопарафины) в реакции циклизации, и часть нафтенy превратилась в реакции дегидрирования в арены (ароматические циклические органические соединения, молекулы которых включают в себя бензольные кольца, состоящие из 6 атомов углерода, каждый из которых связан с атомом водорода и углеводородным радикалом).

Олефины являются углеводородами нормального, разветвленного, или циклического строения, и имеют одну двойную связь между атомами углерода. Как правило, oleфины содержатся в продуктах коксования и каталитического крекинга. Поэтому их выход после восстановления выше, чем в свежем образце катализатора. Олефины (алкены) обладают повышенной химической

активностью (реакционной способностью), поэтому влияют на крекирующую способность катализатора. В последующих экспериментах выход олефинов в восстановленном катализаторе будет выше, чем в продуктах свежего катализатора.

Таблица 9 - Углеводородный анализ при температуре 375°C, длительности 30 мин.

Продукты со свежего катализатора						
Группа	Парафины	Изопарафины	Ароматика	Нафтенy	Олефины	Итого
8	0,001	0,280	10,257	0,256	0,035	10,828
Итого	21,237	56,885	20,038	1,217	0,610	100
Продукты с восстановленного катализатора						
8	1,662	3,318	27,438	3,045	1,118	36,580
Итого	24,584	16,898	45,707	7,816	4,895	100

Второй эксперимент (таблица 9) при температуре 375°C и продолжительности в 30 мин показывает, что изопарафины (по сравнению со свежим продуктом) перешли в ароматику, и часть из них в нафтенy. Т.е. парафины разветвленного строения превратились в циклические соединения. Также, анализируя групповой состав, можем сказать, что на данном этапе большой суммарный выход был у группы углеводородов C₈, тяжелая ароматика.

Таблица 10 - Углеводородный анализ при температуре 375°C, длительности 120 мин.

Продукты со свежего катализатора						
Группа	Парафины	Изопарафины	Ароматика	Нафтенy	Олефины	Итого
6	5,457	24,148	1,319	0,121	0,143	31,188
Итого	16,642	51,123	29,974	1,742	0,518	100
Продукты с восстановленного катализатора						
6	20,794	41,757	0,050	15,298	0,501	78,400
Итого	24,292	51,988	5,391	16,681	1,616	100

В эксперименте с характеристиками 375°C и 120 мин (таблица 10), можно сделать вывод, что максимальный выход составила группа C₆, легкая ароматика. При этом суммарный выход продуктов показал незначительное увеличение

парафинов и олефинов. При таком длительном воздействии арены потеряли часть боковых цепей, и перешли в нафтены (циклоалканы).

Таблица 11 - Углеводородный анализ при температуре 400°C, длительности 60 мин.

Продукты со свежего катализатора						
Группа	Парафины	Изопарафины	Ароматика	Нафтены	Олефины	Итого
6	8,696	25,230	1,798	0,142	0,236	36,102
Итого	23,845	52,454	21,800	0,979	0,910	100
Продукты с восстановленного катализатора						
6	18,010	20,550	0,137	10,846	2,255	57,798
Итого	25,567	42,350	14,469	13,588	4,008	100

На завершающем этапе эксперимента (таблица 11), изопарафинов и ароматики стало меньше, зато парафинов и нафтенных стало больше. Это говорит о том, что изопарафины под продолжительным действием температуры крекируются до парафинов. Парафины в реакции циклизации превращаются в нафтены, поэтому их выход больше. Нафтены частично перешли в ароматику в процессе дегидрирования. Однако, как видно из данных, выход ароматики снизился, поэтому можем сделать вывод о том, что ароматические углеводороды потеряли часть боковых цепей, и превратились в углеводородные газы [54, с.89]. Как наблюдалось ранее, увеличился выход олефинов.

Выход углеводородов C₆-C₇ (группа 6-7, ароматические углеводороды) увеличился почти на 22 пункта в 6 группе из-за высокого значения парафинов и изопарафинов (18, 20%).

Анализ состава жидкого продукта показал изменение выхода углеводородов. При температуре 345°C выход ароматики, парафинов и нафтенных больше, чем в свежем продукте катализатора. При повышении температуры до 400°C выход ароматики снижается.

4. Моделирование реактора-регенератора

Исходя из полученных экспериментальных данных, разрабатываем модель регенератора в системе автоматизированного проектирования (САПР) Unisim Design. Расчет регенератора проводился в следующем порядке:

1. Ввод необходимых компонентов. Вводными компонентами являются оксиды углерода CO и CO₂, кислород O₂ (Oxygen), воздух (Air), и углерод C (Carbon) (рисунок 8).

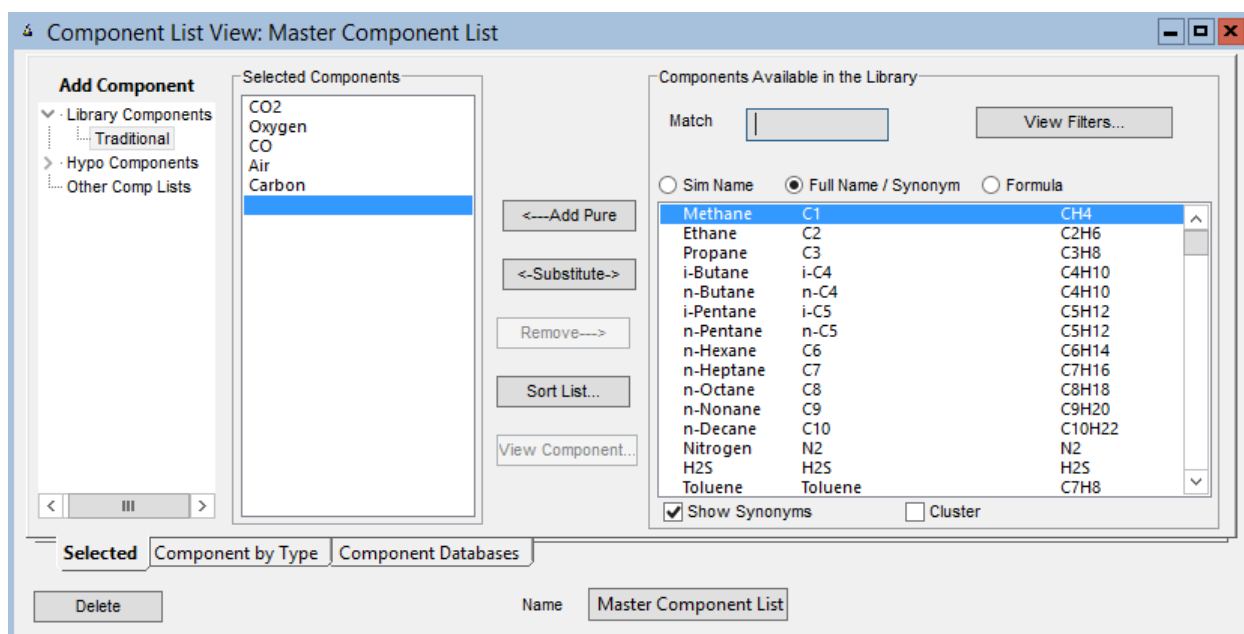


Рисунок 8 – Ввод исходных компонентов в расчетную среду Unisim

2. Выбор термодинамического пакета. Peng-Robinson (рисунок 9) является модификацией уравнения Ван-дер-Ваальса, которое связывает основные термодинамические параметры реального газа. Данный термодинамический пакет применяется для описания поведения смесей и углеводородов нормального строения.

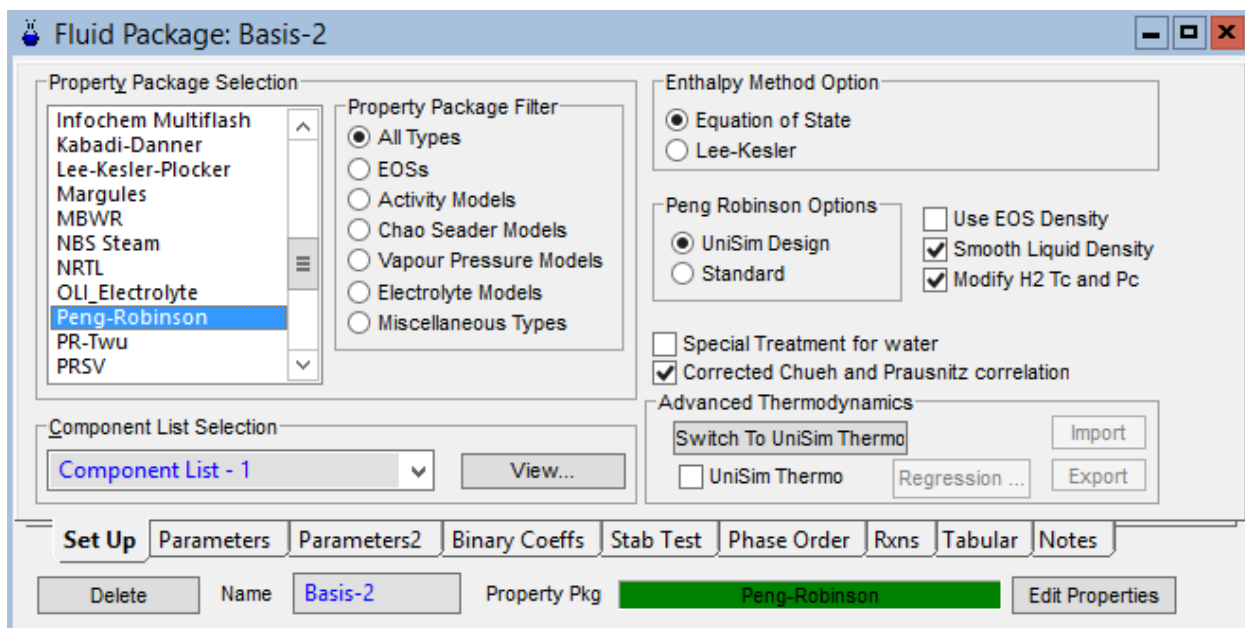
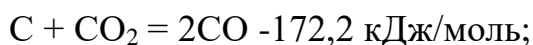
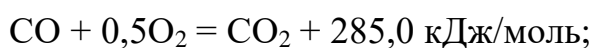
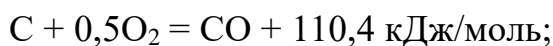
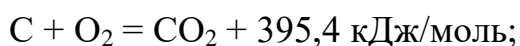


Рисунок 9 – Выбор термодинамического пакета

3. Составление реакций. В качестве основных реакций берем химическое взаимодействие углерода с кислородом (горение углерода), и дальнейшее превращение образовавшихся оксидов (см. Физико-химические основы окисления углерода):



4. Добавляем реакции типа Conversion Reaction (конверсионная реакция), потому как этот тип реакции отвечает за процессы переработки газов с целью изменения состава исходной газовой смеси (рисунок 10).

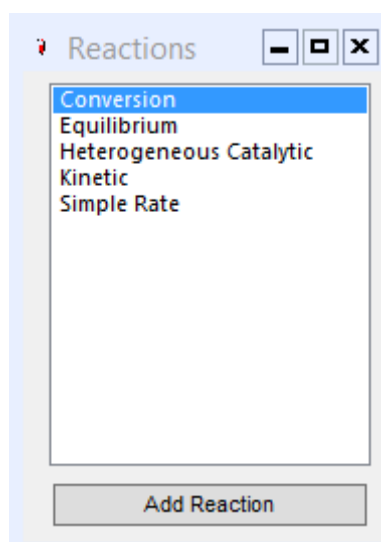


Рисунок 10 – Выбор типа реакции Conversion Reactions

Далее необходимо добавить исходные вещества и выходящие продукты, и указать стехиометрические коэффициенты (рисунок 11). Коэффициенты уравнений показывают количественные соотношения между всеми участниками реакции, выраженные в молях.

Например для реакции $C + 0,5O_2 = CO + 110,4 \text{ кДж/моль}$, расходуется (со знаком минус) один моль углерода, и 0,5 молей кислорода, а образуется (со знаком плюс) один моль монооксида углерода.

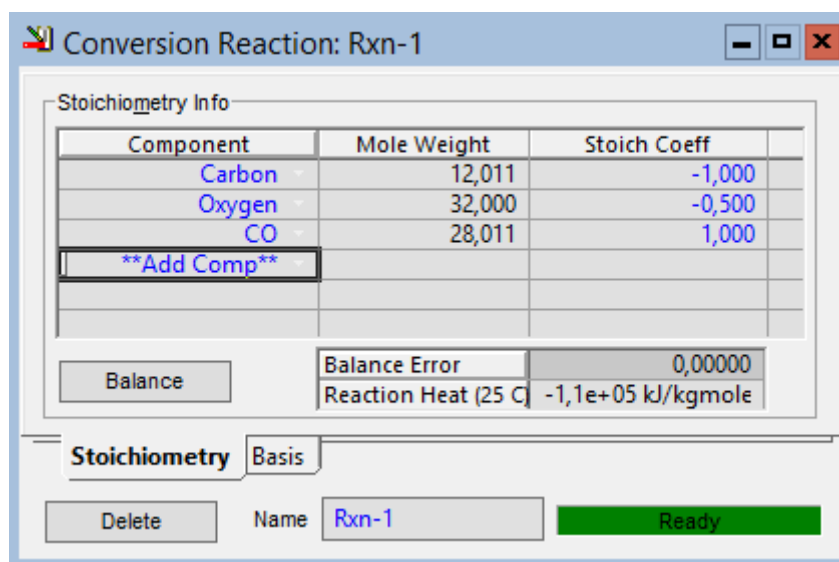


Рисунок 11 – Добавление реакций и ввод стехиометрических коэффициентов

Те же манипуляции по аналогии проводятся с другими реакциями. Для расчета конверсии на вкладке Basis необходимо ввести дополнительно

коэффициенты уравнения C_0 , C_1 , и C_2 . Уравнение конверсии выглядит следующим образом:

$$\text{Conversion (\%)} = C_0 + C_1 \cdot T + C_2 \cdot T^2$$

где T - температура в Кельвин.

Расчет конверсии проводился по рисунку 7 (см. Влияние характеристик кокса на реакционную способность к окислению) по суммарной скорости выделения углерода, линия: 1 при $T=460^\circ\text{C}$; 3 при $T=500^\circ\text{C}$; и 5 при $T=650^\circ\text{C}$.

В таблице 12 приведен пример построения зависимости температуры от степени конверсии.

Таблица 12 – Расчет конверсии

Температура, С	Температура, К	Содержание кокса начальное, %	Содержание кокса конечное, %	Конверсия, %
460	733	2,2	1,8	122
500	773	2		111
650	923	1,8		99,4

Расчет конверсии проводился по следующей формуле:

$$Conv(460) = \frac{\text{Содержание кокса нач. (\%)}}{\text{Содержание кокса конеч. (\%)}} = \frac{2,2}{1,8} \cdot 100\% = 122\%$$

Добавляя полиномиальную линию тренда к зависимости температуры от степени конверсии (рисунок 12), можно найти коэффициенты C_0 , C_1 , и C_2 .

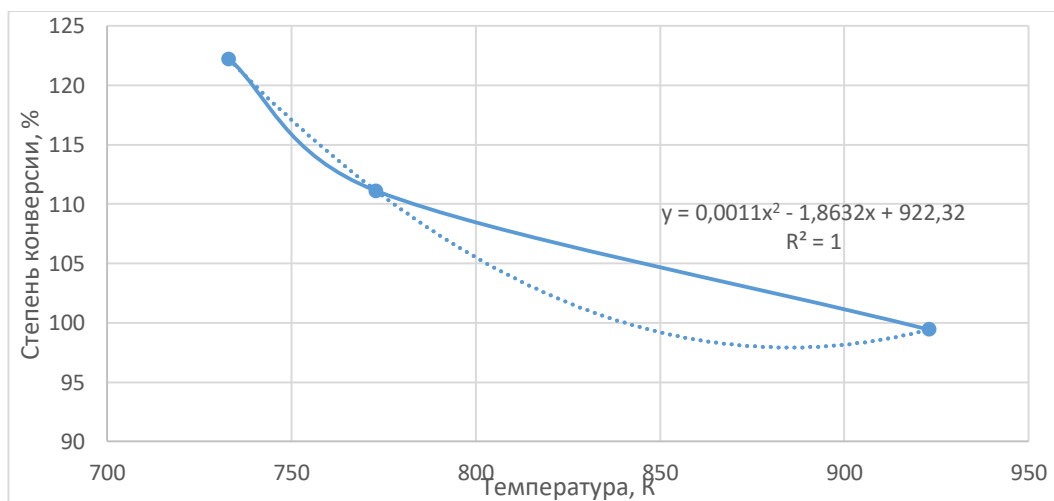


Рисунок 12 – Зависимость температуры от степени конверсии

Необходимые коэффициенты для расчета конверсии (%) в Unisim добавляем в базис (рисунок 13).

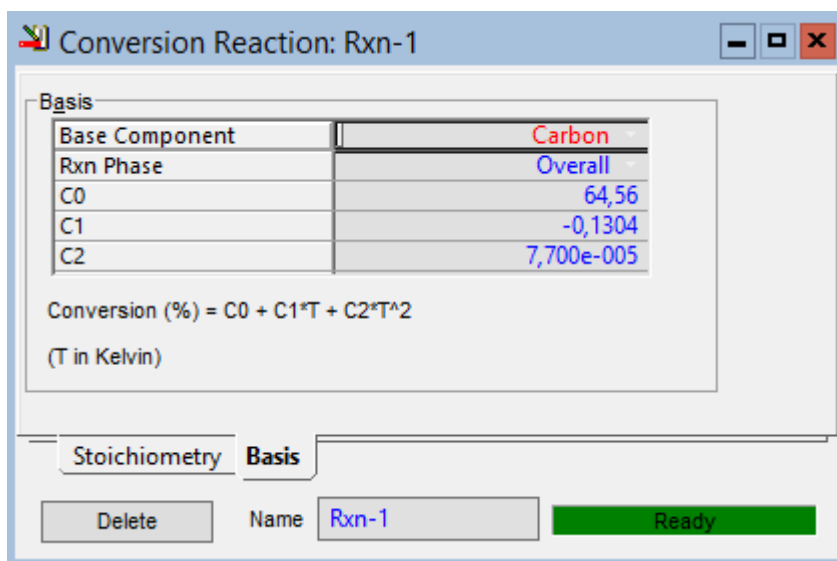


Рисунок 13 – Добавление коэффициентов конверсии в базис

Далее необходимо добавить в набор реакций (Reaction Sets) все действующие (активные) реакции, как показано на рисунке, и подключить пакет (Fluid Package: Basis-1) с уже выбранным ранее термодинамическим пакетом Peng-Robinson (рисунок 14).

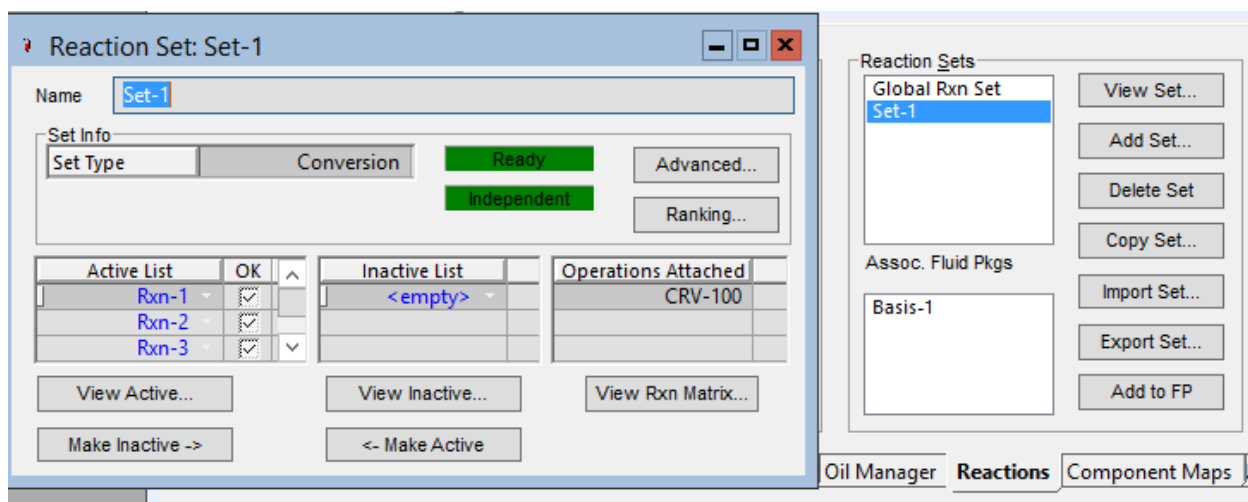


Рисунок 14 – Выбор набора реакций

5. Выбор реактора, обвязка входных и выходных потоков, схема процесса.

Выбор реактора очевиден, конверсионный реактор (CRV-100) обеспечит изменение состава исходной смеси. Во входном потоке (in) задаем

необходимые параметры проведения процесса, а так же массовые доли исходных веществ (рисунок 15, 16, 17). Основной выходной поток будут продукты газовой фазы (vapor). Непрореагировавшее сырье (кокс) будет выходить через поток solid (твердый). Т.к. реакции экзотермические, и проходят с выделением тепла, поставим теплоотвод в виде потока Q-100. В общем виде схема процесса представлена на рисунке.

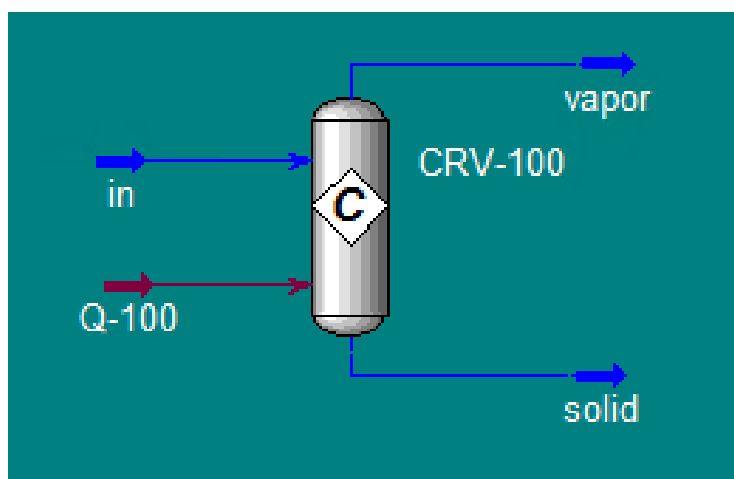


Рисунок 15 - Реактор (Conversion Reactor) и схема обвязки входных и выходных потоков, смоделированная в программной среде UniSim Design

Worksheet	Stream Name	in
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,8831
Properties	Temperature [C]	600,0
Composition	Pressure [kPa]	1500
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	91,13
PSD Property	Mass Flow [kg/h]	2500
User Variables	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,660
Notes	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1,664e+004
Cost Parameters	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	123,3
	Heat Flow [kJ/h]	1,517e+006
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
	Fluid Package	Basis-1
	Phase Option	Multiphase

Рисунок 16 – Технологические параметры (Conditions) входного потока in

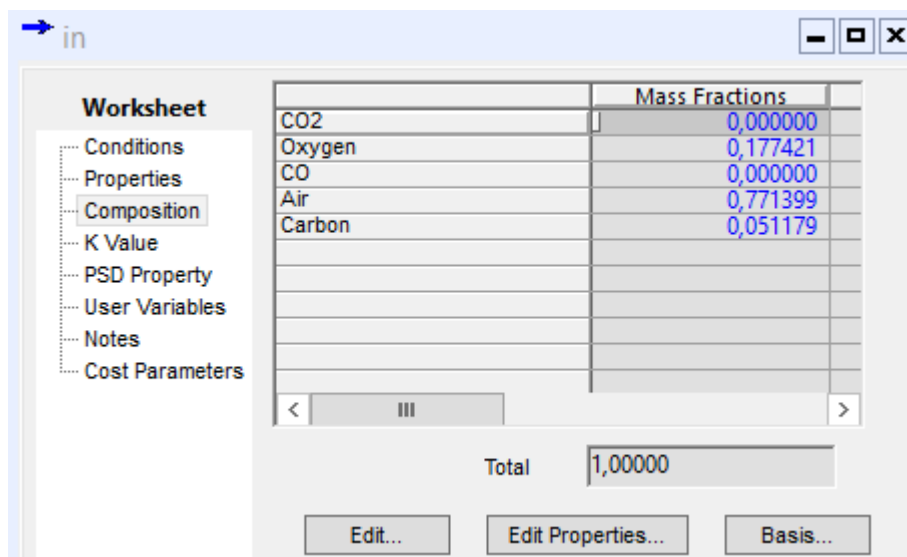


Рисунок 17 – Ввод состава (Composition) исходных веществ в массовых долях в программу Unisim

На этом этапе построение модели может быть завершено, и главной целью теперь будет являться оптимизация процесса выжига кокса с поверхности цеолитного катализатора. Под оптимизацией понимается поиск максимально выгодных технологических характеристик, и выбор минимальных расходов. Усовершенствование модели помогает производству налаживать параметры процессов, и внедрять новые конфигурации.

5. Технологическое проектирование регенератора

Технологическое проектирование включает в себя расчет основных геометрических размеров реактора-регенератора - диаметра и высоты. От данных параметров зависят производственные характеристики, такие как объем аппарата, пропускная способность, а также экономическая составляющая, например, стоимость агрегата и коммутируемых потоков, транспортировки, установки оборудования, и эксплуатационного обслуживания.

5.1 Диаметр регенератора и его основных зон

Для расчета диаметра потребуется определить площадь поперечного сечения регенератора и его основных зон по формуле:

$$S = \frac{V}{3600 \cdot \omega}$$

где V - часовой объем газов и паров, проходящих через данное сечение регенератора (над псевдоожиженным слоем), $\text{м}^3/\text{ч}$;

ω - допускаемая скорость газов в свободном сечении, $\text{м}/\text{с}$.

Объем газовой фазы определяется по формуле:

$$V = \frac{22,4 \cdot \sum \frac{G_i T_p}{M_i} \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273\pi}$$

где $\sum \frac{G_i}{M_i}$ - количество газовой смеси, $\text{кмоль}/\text{ч}$,

$T_p = 873 \text{ К}$ - температура в регенераторе,

$\pi = 0,23 \cdot 10^6 \text{ Па}$ – абсолютное давление над псевдоожиженным слоем катализатора.

При расчете количества газовой смеси используются расходы газов G_i , ранее применимые при курсовом проектировании регенератора.

$G_{\text{В.Г.}}$ – количество влажных газов регенерации, $= 1390,2 \text{ кг}/\text{ч}$;

G_0 – количество водяного пара, $= 525 \text{ кг}/\text{ч}$;

$G_{\text{В.Г.}}$ ' - количество влажных газов в первой зоне, $= 1390,2 \text{ кг}/\text{ч}$;

$G_{B,\Gamma}''$ - количество влажных газов во второй зоне, =728 кг/ч;

Предварительно найдем среднюю молекулярную массу влажного газа, необходимую для дальнейших расчетов:

$$M_{B,\Gamma} = 22,4 \cdot \frac{13,243}{10,266} = 29 \text{ г/моль}$$

Тогда для регенератора

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_{B,\Gamma}}{M_{B,\Gamma}} + \frac{G_0}{M_0} = \frac{1390,2}{29} + \frac{525}{18} = 77 \text{ кмоль/ч}$$

для первой зоны

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G'_{B,\Gamma}}{M_{B,\Gamma}} = \frac{1390,2}{29} = 47,9 \text{ кмоль/ч}$$

для второй зоны

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G''_{B,\Gamma}}{M_{B,\Gamma}} = \frac{728}{29} = 25 \text{ кмоль/ч}$$

для зоны отпарки (десорбера)

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_0}{M_0} = \frac{525}{29} = 18,1 \text{ кмоль/ч}$$

Часовые объемы газов в сечениях регенератора и его основных зон, рассчитанные по приведенной выше формуле, даны в таблице 13.

Таблица 13 – Объемы и площади регенератора по секциям

Сечения	V, м³/ч	ω, м/с	S, м²
Регенератора	2401	0,55	1,2
Первой зоны	1493	0,56	0,7
Второй зоны	782	0,43	0,5
Зоны отпарки	908	0,80	0,3

В первую очередь определим диаметр зоны отпарки (десорбции):

$$D_d = \sqrt{\frac{4S_\pi}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,3}{3,14}} = 0,6 \text{ м}$$

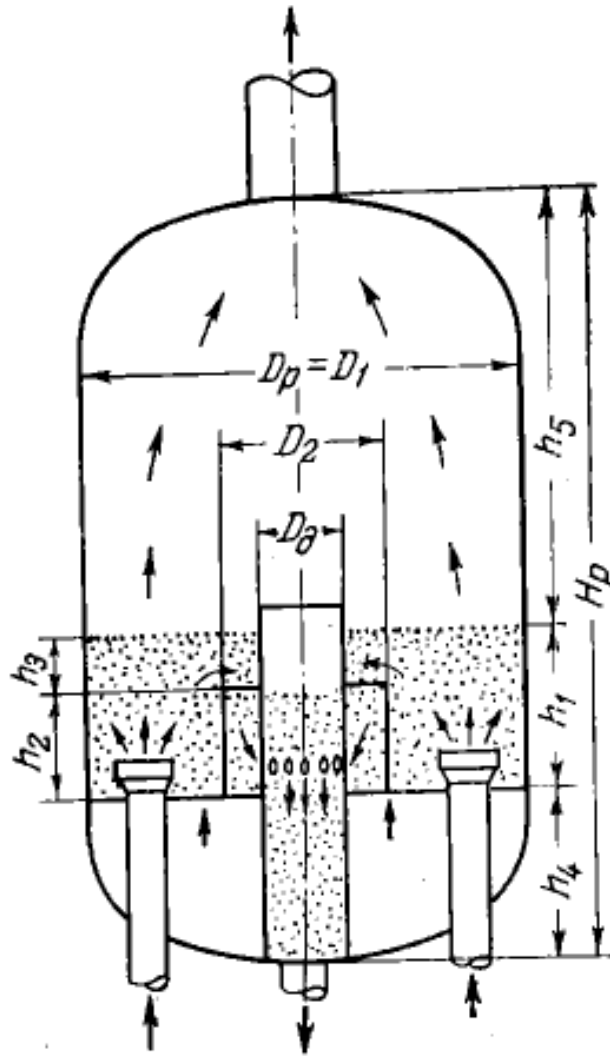


Рисунок 15 - Схема определения размеров регенератора.

При определении диаметра внутренней цилиндрической перегородки (рисунок 15) или диаметра второй зоны следует учитывать, что в этой зоне расположен охлаждающий змеевик (по периферии зоны) с трубками диаметром $d_b = 0,06\text{ м}$. Подсчитанные выше поперечные сечения останутся прежними. Тогда диаметр второй зоны (рисунок) определим на формуле:

$$D_2 = \sqrt{\frac{4S_2 + \pi D_2^2}{\pi}} + 2d_b = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,5 + 3,14 \cdot 0,6^2}{3,14}} + 2 \cdot 0,06 = 1,1 \text{ м}$$

Диаметр регенератора равен диаметру первой зоны и определяется с учетом толщины цилиндрической перегородки $\delta = 0,02 \text{ м}$. по формуле:

$$D_p = D_1 = \sqrt{\frac{4S_1 + \pi D_2^2}{\pi}} + 2\delta = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,2 + 3,14 \cdot 0,6^2}{3,14}} + 2 \cdot 0,02 = 1,7 \text{ м}$$

5.2 Высота регенератора и его зон

Высота первой зоны (рисунок 15) раза высоте псевдоожиженного слоя катализатора:

$$h_1 = \frac{V_1}{S_1}$$

где V_1 - объем псевдоожиженного слоя, м^3 ,

S_1 - поперечное сечение первой зоны, м^2 .

Объем псевдоожиженного слоя рассчитаем по формуле:

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho_{\text{п.с}}}$$

где G_1 , - количество катализатора в первой зоне, кг;

$\rho_{\text{п.с.}}$ - плотность псевдоожиженного слоя, кг/м^3 .

Величина G_1 равна:

$$G_1 = \frac{x}{k_p}$$

где x - количество кокса, сжигаемого в данной зоне, кг/ч ;

k_p - удельная скорость регенерации катализатора, $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$.

Удельная скорость регенерации катализатора, по промышленным данным, равна 50-15 $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$ [2, с.4]. Меньшие значения этой скорости относятся к зонам прямоточной продувки катализатора воздухом, большие - к зонам противоточной продувки.

Примем удельную скорость регенерации катализатора равной 56 $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$. Тогда

$$G_1 = \frac{50}{56} = 0,9 \text{ т}$$

$$V_1 = \frac{0,9}{300} = 2,9 \text{ м}^3$$

$$h_1 = \frac{0,7}{2,9} = 4 \text{ м}$$

Чтобы регенерация катализатора протекала наиболее эффективно, высота псевдоожиженного слоя должна быть не менее 3 м [54, с. 156].

Высота второй зоны равна высоте цилиндрической перегородки (рис. 2.) и определяется аналогично высоте первой зоны:

$$G_2 = \frac{12,5}{56} = 0,2 \text{ Т}$$

$$V_2 = \frac{0,22}{300} = 0,75 \text{ м}^3$$

$$h_2 = \frac{0,7}{0,5} = 1,4 \text{ м}$$

Высота псевдооживленного слоя катализатора над второй зоной:

$$h_3 = h_1 - h_2 = 4 - 1,4 = 2,5 \text{ м}$$

Объем этого слоя:

$$V_c = h_3 \cdot S_2 = 2,5 \cdot 0,5 = 1,3 \text{ м}^3$$

Количество псевдооживленного катализатора в этом слое:

$$G_c = V_c \cdot \rho_{п.с} = 1,3 \cdot 300 = 385,7 \text{ кг}$$

Высота h_4 под распределительной решеткой (рисунок 15) принимается равной 4 м.

Высота зоны сепарации h_5 с учетом расположения в ней циклонов принимается равной 8 м.

Высота регенератора:

$$H_p = h_1 + h_4 + h_5 = 4 + 4 + 8 = 16 \text{ м}$$

5.3 Конструктивное оформление реактора-регенератора

Геометрические размеры регенератора составляют: диаметр 1,7 м и высота 16 м. Для удобства расположения принята вертикальная ориентация регенератора (так он занимает меньшую территорию на НПЗ). Аппарат разместили на опоре (рисунок 16).

Катализатор засыпается сверху в регенератор с помощью лифтовой лестницы, и располагается на перфорированной решетке. Для предотвращения уноса катализатора под его слоем расположены фарфоровые шары. Также перфорированная решетка с шарами служит защитой от попадания катализатора в выводной штуцер аппарата вместе с продуктами реакции.

Из-за больших габаритов целесообразнее выбрать отдельные днище, крышку, корпус и рубашку регенератора. Сферическое днище и цилиндрическая обечайка корпуса изготовлены посредством сварки. Сферическая форма крышки обеспечивает более высокую прочность конструкции. Обечайка корпуса кованая из термостойкой перлитной стали, днище штампованное.

Для уменьшения коррозии при высоких температурах все внутренние поверхности плакированы нержавеющей аустенитной сталью. Плакировка осуществляется посредством нанесения наплавки электродами соответствующего состава в несколько слоев с последующей обработкой, и полировкой поверхности. Данный метод отличается высокой твердостью, коррозионной износостойкостью, но является дорогим, и недолговечным в местах сварных швов.

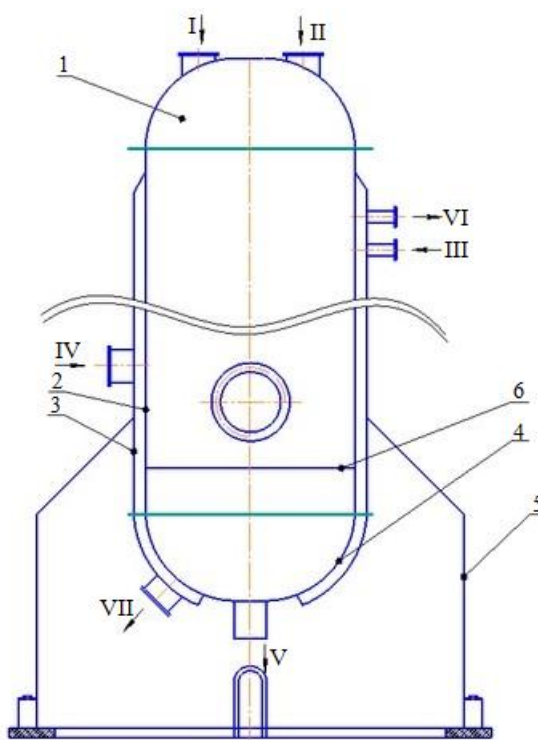


Рисунок 16 – Принципиальная схема реактора-регенератора:

1 - крышка; 2 – корпус; 3 - рубашка; 4 - днище; 5 – опора; 6 –
воздухораспределительная решетка; потоки: I, II – вход сырья; III – вход
воздуха; IV – вход водяного пара; V – выход сырья; VI – выход газов
регенерации; VII – выход водяного пара.

6. Оптимизация модели регенератора

Когда процесс моделирования и технологического проектирования с расчетом основных геометрических размеров окончен, можно приступить к оптимизации модели регенератора. Под оптимизацией понимается поиск максимально выгодных технологических характеристик, и выбор минимальных расходов. Усовершенствование модели помогает производству налаживать параметры процессов, и внедрять новые конфигурации.

Варьируя определенные параметры в САПР Unisim (рисунок 17), необходимо найти наиболее выгодный вариант регенерации цеолитного катализатора. Будем считать, что модель реактора-регенератора удачна, если конверсия кокса составляет около 60%.

CRV-100 - Set-1

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

PF Specs

Name	in	solid	vapor
Vapour	0,8831	0,0000	1,0000
Temperature [C]	660,0	895,6	895,6
Pressure [kPa]	1520	1520	1520
Molar Flow [kgmole/h]	61,97	4,095	56,10
Mass Flow [kg/h]	1700	49,18	1651
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,809	2,995e-002	1,824
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1,852e+004	1,519e+004	1,935e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,2	27,05	149,3
Heat Flow [kJ/h]	1,147e+006	6,220e+004	1,085e+006

Рисунок 17 – Технологические параметры потоков

Вычисление конверсии при технологических параметрах, показанных на рисунке 17, увеличило конверсию с 30% до 61,4%.

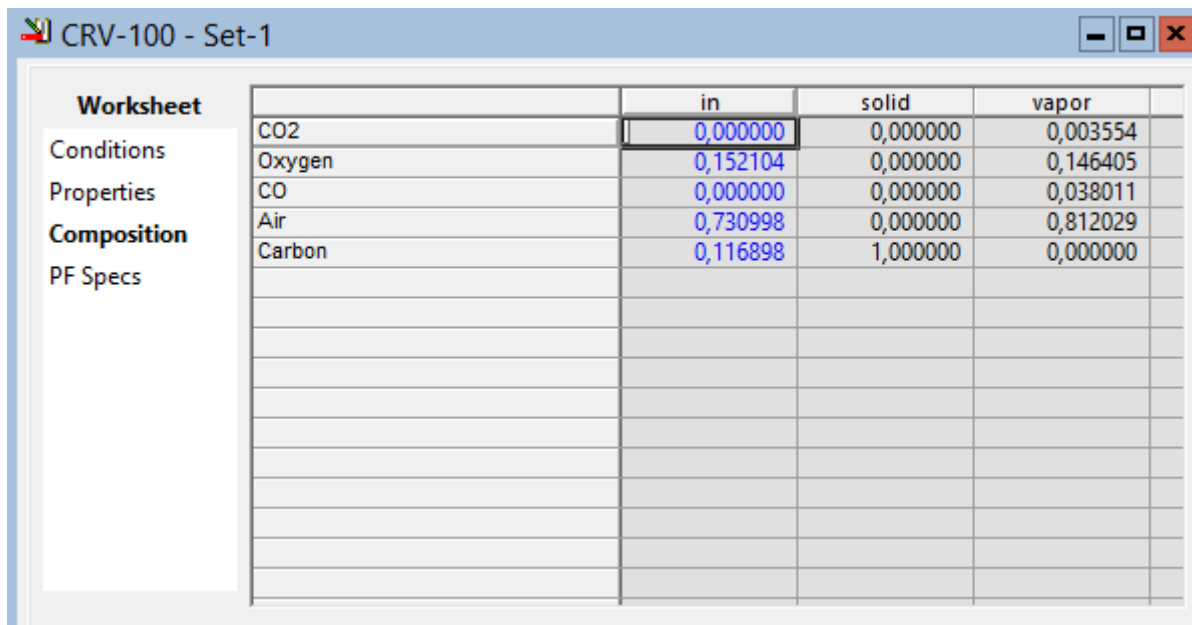
$$\text{Конверсия} = \frac{10,6 - 4,095}{10,6} = 61,4\%$$

Анализируя изменение параметров в программной среде Unisim, можем сказать о том, что увеличение массового расхода (Mass Flow) ведет к уменьшению степени превращения сырья, и наоборот, чем меньше массовый расход, тем больше степень конверсии.

Увеличение температуры и давления нецелесообразно, т.к. это значительно влияет на энергозатраты предприятия, а также ведет к более быстрому износу оборудования. Однако увеличив температуру процесса до 660°C, можно добиться увеличения степени конверсии сырья. Так была выявлена зависимость: увеличение температуры на 10°C, увеличивает конверсию на 3-5%, при этом массовый расход считаем неизменным.

Что касается изменения размеров реактора-регенератора, особо ощутимых изменений не наблюдалось, поэтому было решено оставить без изменений высоту 16 м и диаметр 1,7 м.

На рисунке 18 представлен покомпонентный состав потоков реактора-регенератора. Заметим, что часть кокса перешла в газы CO и CO₂, а часть углерода осталась в твердой фазе на поверхности катализатора в виде коксовых отложений. В экспериментальной части было установлено содержание кокса на поверхности катализатора приблизительно в 0,6%.



	in	solid	vapor
CO2	0,000000	0,000000	0,003554
Oxygen	0,152104	0,000000	0,146405
CO	0,000000	0,000000	0,038011
Air	0,730998	0,000000	0,812029
Carbon	0,116898	1,000000	0,000000

Рисунок 18– Покомпонентный состав потоков

7. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

В настоящее время, одной из основных задач химической технологии топлива является улучшение качества топлива путем внедрения на российских предприятиях технологий мирового уровня. К таким процессам можно отнести процесс переработки бензиновых фракций на цеолитсодержащих катализаторах.

Бензин является самым ценным товарным продуктом при первичной перегонки нефти на нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ), а без катализаторов риформинга этот практически неосуществим. Поэтому задача проектирования сводится к созданию установки, на которой можно было бы производить регенерацию цеолитсодержащих катализаторов.

Правильный подбор условий проведения процесса определяет качество продуктов и эффективность проведения процесса. Поэтому целью раздела “Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение” является обоснование целесообразности разработки модели реактора-регенератора, которая будет отвечать требованиям ресурсоэффективности.

7.1 Предпроектный анализ

7.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Каждое предприятие стремится с минимальными затратами получить как можно больше автомобильного бензина, отвечающего современным требованиям. В связи с этим, целевым рынком для результатов исследования будут Российские НПЗ. Сегментируем рынок услуг по разработке оптимального процесса по следующим критериям: размер НПЗ и вид продукции, на который направлена его деятельность. Карта сегментирования представлена на рисунке 19.

		Вид целевой продукции		
		бензин	дизельное топливо	сжиженный газ
Размер компании	Крупные			
	Средние			
	Мелкие			
ОАО «ТомскНИПИнефть»				
ООО «Томскнефтепроект»				
ООО «ТюменНИИгипрогаз»				

Рисунок 19 – Карта сегментирования рынка услуг по разработке оптимального процесса облагораживания бензинов

В результате сегментирования выявили, что основными сегментами рынка являются НПЗ среднего и мелкого размера, основная деятельность которых направлена на производство бензина. А также крупные и средние предприятий, которые производят дизельное топливо и сжиженный газ соответственно.

Т.к. задачей магистерской диссертации является определение оптимальных конструктивных и технологических параметров работы регенератора, которые позволят производить бензин с максимальными характеристиками, то основной сегмент рынка, на который мы будем ориентироваться – это мелкие и средние НПЗ, производящие преимущественно бензин. В будущем же станет актуален вопрос применения данной разработки и для крупных НПЗ.

7.1. 2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет провести оценку сравнительной эффективности научной разработки и определить направления для ее будущего повышения. Целесообразно проводить данный анализ с помощью оценочной карты, которая приведена в таблице 14.

Таблица 14 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений

Критерий оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б _ф	Б _{ф1}	Б _{ф2}	К _ф	К _{ф1}	К _{ф2}
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
Повышение производительности труда пользователя	0,10	5	5	3	0,50	0,50	0,30
Удобство в эксплуатации	0,10	5	3	5	0,50	0,30	0,50
Качество продукта	0,30	5	4	3	1,50	1,20	0,90
Стадийность	0,10	5	4	3	0,50	0,40	0,30
Длительность производственного цикла	0,10	5	3	4	0,50	0,30	0,40
Экономические критерии оценки эффективности							
Конкурентоспособность продукта	0,10	5	4	4	0,50	0,40	0,40
Уровень проникновения на рынок	0,07	5	4	5	0,35	0,28	0,35
Цена	0,09	4	3	4	0,36	0,27	0,36
Предполагаемый срок эксплуатации	0,04	4	3	4	0,16	0,12	0,16
Итого	1,00				4,87	3,77	3,67

К конкурентным преимуществам производимого продукта – бензина, можно отнести: высокое качество продукта, минимальная стадийность процесса, сокращение производственного цикла, высокую конкурентоспособность продукта и уровень проникновения на рынок. Эти качества помогут завоевать доверие покупателей путем предложения товара высокого качества со стандартным набором определяющих его параметров.

7.1. 3 SWOT – анализ

SWOT представляет собой комплексный анализ инженерного проекта. SWOT – анализ применяют для того, чтобы перед организацией или менеджером проекта появилась отчетливая картина, состоящая из лучшей возможной информации и данных, а также сложилось понимание внешних

сил, тенденций и подводных камней, в условиях которых научно – исследовательский проект будет реализовываться. Анализ проводился в несколько этапов.

Таблица 15 – Матрица SWOT

	<p>Сильные стороны НИП:</p> <p>С1. Простота применения</p> <p>С2. Адекватность разработки</p> <p>С3. Актуальность исследования для нефтеперерабатывающей промышленности</p> <p>С4. Более низкие эксплуатационные расходы и капитальные вложения по сравнению с другими технологиями</p>	<p>Слабые стороны НИП:</p> <p>Сл1. Отсутствие прототипа научной разработки</p> <p>Сл2. Отсутствие сертификации</p> <p>Сл3. Отсутствие необходимого оборудования для проведения испытания опытного образца</p> <p>Сл.4 Отсутствие бюджетного финансирования.</p>
<p>Возможности:</p> <p>В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p> <p>В2. Использование инфраструктуры ООО «АНГК»</p> <p>В3. Появление потенциального спроса на новые разработки</p> <p>В4. Уменьшение значимости или достоинства конкурентных разработок</p>	<p>Простота применения и адекватность модели может вызвать спрос на нее. Кроме того, унифицированность и адекватность разработки может увеличить конкурентоспособность разработки. Низкие затраты проекта могут привлечь больше сотрудников и исполнителей.</p>	<p>При снижении конкурентоспособности подобных разработок и при появлении спроса на новые может появиться возможность использования данного НИР в компаниях уже использующих подобные методы переработки, для совершенствования технологий</p>
<p>Угрозы:</p> <p>У1. Отсутствие спроса на новые технологии</p> <p>У2. Значительная конкуренция</p> <p>У3. Введения дополнительных государственных требований к сертификации</p> <p>У4. Несвоевременное финансовое обеспечение научного исследования со стороны государства</p>	<p>1. Продвижение программы с целью создания спроса</p> <p>2. Создание конкурентных преимуществ готового продукта</p> <p>3. Сертификация и стандартизация продукта</p>	<p>1. Отсутствие спроса на новые технологии производства</p> <p>2. Развитая конкуренция технологий производства</p> <p>3. Отсутствие необходимого оборудования для проведения эксперимента</p>

Первый этап заключался в описании сильных и слабых сторон проекта, в выявлении возможностей и угроз для реализации проекта, которые проявились или могут появиться в его внешней среде. Результаты первого этапа SWOT – анализа представлены в таблице 15.

Таблица 16 – Интерактивная матрица проекта

Сильные стороны объекта					
Возможности проекта		C1	C2	C3	C4
	B1	-	-	+	+
	B2	-	-	+	+
	B3	+	+	+	-
	B4	+	+	+	-
Сильные стороны проекта					
Угрозы проекта		C1	C2	C3	C4
	У1	0	+	0	-
	У2	+	+	+	+
	У3	-	-	-	0
	У4	-	-	-	+
Слабые стороны проекта					
Возможности проекта		Сл1	Сл2	Сл3	Сл4
	B1	-	-	-	+
	B2	-	-	0	+
	B3	+	+	+	0
	B4	+	+	-	-
Слабые стороны проекта					
Угрозы проекта		Сл1	Сл2	Сл3	Сл4
	У1	+	+	+	0
	У2	0	+	0	-
	У3	-	0	-	-
	У4	-	+	-	+

После того как сформулировали четыре области SWOT, перешли к реализации второго этапа, который состоял в выявлении соответствия сильных и слабых сторон научно – исследовательского проекта внешним условиям окружающей среды. Это соответствия или несоответствия должны помочь выявить степень необходимости проведения стратегических изменений. Интерактивная матрица проекта представлена в таблице 16.

В рамках данного этапа построили интерактивную матрицу проекта. Ее использование помогает разобраться с различными комбинациями взаимосвязей областей матрицы SWOT.

В случае, когда две возможности сильно коррелируют с одними и теми же сильными сторонами, с большой вероятностью можно говорить об их единой природе. В этом случае, возможности описываются следующим образом: В1В2С3С4. В рамках третьего этапа была составлена итоговая матрица SWOT – анализа, которая приведена в таблице 17.

Таблица 17 – SWOT – анализ

	Сильные стороны НИП: С1. Простота применения С2. Адекватность разработки С3. Актуальность исследования для нефтеперерабатывающей промышленности С4. Более низкие эксплуатационные расходы и капитальные вложения по сравнению с другими технологиями	Слабые стороны НИП: Сл1. Отсутствие прототипа научной разработки Сл2. Отсутствие сертификации Сл3. Отсутствие необходимого оборудования для проведения испытания опытного образца Сл4. Отсутствие бюджетного финансирования.
Возможности: В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ В2. Использование инфраструктуры ООО «АНГК» В3. Появление потенциального спроса на новые разработки В4. Уменьшение значимости или достоинства конкурентных разработок	Простота применения, адекватность модели, актуальность исследования для предприятий увеличит спрос и конкурентоспособность НИР (В3В4С1С2). При подключении в работу новых разработок уменьшаются расходы и капитальные вложения.	Помощь в финансировании проекта и его сертификации могут оказать инновационные инфраструктуры (В1В2Сл2Сл4). Необходимо снизить конкурентоспособность подобных разработок и расширить использование данной НИР во многих компаниях (В3В4Сл1Сл3).
Угрозы: У1. Отсутствие спроса на новые технологии У2. Значимая конкуренция У3. Введения дополнительных государственных требований к сертификации	Актуальность исследования, простота и адекватность математической модели позволяют повысить спрос и конкуренцию разработки, что уменьшает влияние финансирования (С1С2С3У1У2У4). В силу малой затратности проекта	Отсутствие прототипа, сертификации научной разработки, невозможность использования в компаниях с традиционными методами обработки нефти приведет к отсутствию спроса и отсутствию конкуренции проекта (У1У2Сл1Сл2Сл3),

У4. Несвоевременное финансовое обеспечение научного исследования со стороны государства	представляется возможность вложения дополнительных денежных средств в другие услуги, такие как сертификация (С4У3).	а отсутствие финансирования приведет к невозможности получения сертификации (У3Сл4).
---	---	--

7.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

На какой бы стадии жизненного цикла не находилась научная разработка полезно оценить степень ее готовности к коммерциализации и выяснить уровень собственных знаний для ее проведения (или завершения). Для этого заполнили специальную форму, содержащую показатели о степени проработанности проекта с позиции коммерциализации и компетенциям разработчика научного проекта (таблица 18).

Таблица 18 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации [82]

Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
Определен имеющийся научно – технический задел	5	4
Определены перспективные направления коммерциализации научно – технического задела	5	4
Определены отрасли и технологии (товары и услуги) для предложения на рынок	5	5
Определена товарная форма научно – технического задела для представления на рынок	5	5
Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	3
Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	3	3
Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	4	4
Разработан бизнес – план коммерциализации научной разработки	3	2
Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	4
Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	5
Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	2	2

Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	1	1
Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	3	3
Имеется команда для коммерциализации научной разработки	3	2
Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
Итого баллов	56	51

Так как значение получилось от 56 до 51 – то перспективность проекта можно считать выше средней. Для увеличения уровня перспективности необходимо, в первую очередь, проработать вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок, а также вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот, для этого возможно необходимо привлечь сторонних специалистов.

7.1.5 Методы коммерциализации результатов научно – технического исследования

Задача данного раздела магистерской диссертации – выбор метода коммерциализации объекта исследования и обоснование его целесообразности. Для разработанной модели реактора регенератора цеолитных катализаторов методом коммерциализации был выбран инжиниринг.

Инжиниринг выделяют как самостоятельный вид коммерческих операций, который предполагает предоставление на основе договора инжиниринга одной стороной (консультант), другой стороне (заказчику), комплекса или отдельных видов инженерно – технических услуг, связанных с проектированием и вводом объекта в эксплуатацию, с разработкой новых технологических процессов на предприятии заказчика, усовершенствованием имеющихся производственных процессов вплоть до внедрения изделия в производство и даже сбыта продукции [82].

Данный вид коммерциализации поможет в продвижении продукта на рынок товаров и услуг, и в случае успеха у одних, другие компании и

организации могут заинтересоваться произведенной продукцией, тем самым возможно расширение рынка потребителей.

7.2 Инициация проекта

Группа процессов инициации состоит из процессов, которые выполняются для определения нового проекта или новой фазы уже существующего [82]. В рамках процессов инициации определяются изначальные цели и содержание и фиксируются изначальные финансовые ресурсы. Определяются внутренние и внешние заинтересованные стороны проекта, которые будут взаимодействовать между собой и влиять на общий результат научного проекта. Данная информация закрепляется в Уставе проекта магистерской диссертации, и он должен иметь следующую структуру:

1) Цели и результаты проекта – привели информацию о заинтересованных лицах проекта (таблица 19), иерархию целей проекта и критерии достижения целей (таблица 20).

Таблица 19 – Заинтересованные стороны исследования

Заинтересованные стороны проекта	Ожидание заинтересованных сторон
ООО «АНГК»	Модель реактора-регенератора для цеолитных катализаторов

Таблица 20 – Цели и результат проекта

Цели исследования	Разработка реактора-регенератора для цеолитов
Ожидаемые результаты исследования	Получение результатов по работе с математической моделью
Критерии приемки результатов исследования	Адекватность полученных результатов
Требования к результатам исследования	Стандартизация готового продукта

2) Организационная структура проекта отражает состав рабочей группы, роль каждого участника, функции и трудозатраты в проекте, представлена в таблице 21.

Таблица 21 – Рабочая группа проекта

ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, дни
Самборская Марина Анатовна, НИ ТПУ, ИШПР, ОХИ, доцент, к.т.н.	Руководитель	Координация деятельности проекта	24
Лещик Алена Валерьевна, НИ ТПУ, ИШПР, ОХИ, магистр	Студент (магистр)	Выполнение НИР	79
Маланина Вероника Анатовна, НИ ТПУ, ОСГН, доцент, к.э.н.	Эксперт проекта	Консультант ЭЧ	21
Атепаева Наталья Александровна, НИ ТПУ, ООД, старший преподаватель	Эксперт проекта	Консультант СО	21
Итого:			145

7.3. Планирование и формирование бюджета научного исследования

7.3. 1 Контрольные события проекта

Контрольные события проекта необходимо закрепить в форме таблицы 22 с ключевыми событиями проекта, их датами и результатами, которые необходимо получить.

Таблица 22 – Контрольные события проекта

Контрольное событие	Дата	Результат
Разработка технического задания	04.03.2020	Бланк заданий на выполнение магистерской диссертации
Изучение литературы	04.04.2020	Литературный обзор

Формирование и расчет математической модели	17.04.2020	Расчетная часть
Оформление выводов	20.04.2020	Выводы по работе
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	08.05.2020	Раздел экономической эффективности проекта
Разработка социальной ответственности по теме	22.05.2020	Раздел социальная ответственность
Оформление пояснительной записки	31.05.2020	Магистерская диссертация

7.3. 2 План проекта

Для выполнения научных исследований сформирована рабочая группа, в состав которой входят магистрант, научный руководитель, консультант по социальной ответственности (СО) и консультант по экономической части (ЭЧ) магистерской диссертации.

Составили перечень этапов и работ в рамках проведения научного исследования, провели распределение исполнителей по видам работ. Примерный порядок составления этапов и работ, распределение исполнителей по данным видам работ приведен в таблице 23.





Таблица 23 – Календарный план проекта

Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Разработка технического задания	7	14.03	20.03	Руководитель, консультант ЭЧ, СО, магистрант
Изучение литературы, составление литературного обзора	14	21.03	03.04	Магистрант
Формирование и расчет математической модели	14	04.04	17.04	Магистрант, руководитель





Обсуждение полученных результатов	3	18.04	20.04	Магистрант, руководитель
Оформление выводов	4	21.04	24.04	Магистрант
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	14	25.04	08.05	Магистрант, консультант по ЭЧ
Разработка социальной ответственности по теме	14	09.05	22.05	Магистрант, консультант СО
Оформление пояснительной записки	9	23.05	31.05	Магистрант

Диаграмма Ганта – это тип столбчатых диаграмм, который используется для иллюстрации календарного плана проекта, на котором работы по теме представляются протяженными во времени отрезками, характеризующимися датами начала и окончания выполнения данных работ. График строится в виде таблицы 24 с разбивкой по месяцам и декадам (10 дней) за период времени выполнения научного проекта.

Таблица 24 – Календарный план – график проведения магистерской диссертации

Вид работ	Исполнители	Т _к , кал. дн	Продолжительность выполнения работ						
			Март		Апрель			Май	
Разработка технического задания	Руководитель, консультант ЭЧ, СО, магистрант	7							
Изучение литературы,	Магистрант	4							

составление литературного обзора										
Формирование и расчет математической модели	Магистрант, руководитель	4								
Обсуждение полученных результатов	Магистрант, руководитель	3								
Оформление выводов	Магистрант									
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	Магистрант, консультант по ЭЧ									
Разработка социальной ответственности по теме	Магистрант, консультант СО									
Оформление пояснительной записки	Магистрант									

 - руководитель,  - консультант ЭЧ,  - консультант СО,  - магистрант.

7.3. 3 Бюджет научного исследования (НИ)

В процессе формирования бюджета НИ используется следующая группировка затрат по статьям:

- материальные затраты НИ;
- затраты на специальное оборудование для научных работ;
- основная заработная плата исполнителей темы;
- дополнительная заработная плата исполнителей темы;
- отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления);

- затраты научные и производственные командировки (в работе не учитываются);
- контрагентные расходы (в работе не учитываются);
- накладные расходы.

7.3. 3. 1 Расчет материальных затрат НИ

Т.к. для выполнения данной магистерской диссертации не требуется материальных затрат на исходное сырье, то для такой статьи затрат, как содержание, ремонт и эксплуатация оборудования, можно лишь принять небольшой процент от стоимости основного необходимого оборудования. Примем в размере 10%. Стоимость этих затрат учтем в пункте 3. 3. 2.

7.3. 3. 2 Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ

В данную статью включают все затраты, связанные с приобретением специального оборудования. При приобретении спецоборудования необходимо учесть затраты по его доставке и монтажу в размере 15% от его цены. Стоимость оборудования, используемого при выполнении конкретного НИ и имеющегося в данной научно – технической организации, учитывается в калькуляции в виде амортизационных отчислений.

Все расчеты по приобретению спецоборудования и оборудования, имеющегося в организации, но используемого для каждого исполнения конкретной темы, сведены в таблицу 25.

Таблица 25 – Расчет бюджета затрат на приобретение спецоборудования для научных работ

Наименование оборудования	Кол – во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
Компьютер	1	30.000	30.000
Доставка, монтаж	1	4.500 (15% от цены продукта)	4.500
Программное обеспечение	1	361.950	361.950
Амортизационные отчисления за ПО	1	6.032	6.032·4 (мес- срок НИП)=24.130

Амортизационные отчисления за компьютер	1	575	$575 \cdot 4 (\text{мес-срок НИП}) = 2.300$
Содержание, ремонт и эксплуатация	2	3.000	6.000
Итого:			428.880

Амортизационные отчисления за компьютер считаем по формуле:

$$A = \frac{\text{Первоначальная стоимость}}{\text{СПИ} \cdot 12 \text{мес}}$$

Получаем

$$A = \frac{30.000 + 4.500}{5 \text{лет} \cdot 12 \text{мес}} = 575 \text{ р}$$

Срок НИП составляет 4 месяца, поэтому $575 \cdot 4 \text{мес} = 2.300 \text{ р}$

где СПИ-срок полезного использования 5 лет, для компьютера 4 группа амортизации, не менее 5 не более 7 лет использования.

Специальное оборудование для научных работ (лицензионное программное обеспечение) для использования в НИ ТПУ обходится университету в $\approx 5.000 \$$, по курсу на 20.05.2020 $1 \$ = 72 \text{ р } 39 \text{ коп}$, что соответствует 361.950 рублей на 5 лет использования.

Рассчитывая амортизацию, получаем $(361,950/5 \text{лет})$ в год $72.390/12 \text{мес} = 6.032 \text{ р}$, за период исследования 24.130 р (учли 4 месяца использования)

7.3. 3 Основная заработная плата

Статья включает основную заработную плату работников [82], непосредственно занятых выполнением НИ, (включая премии, доплаты) и дополнительную заработную плату, также включается премия, выплачиваемая ежемесячно из фонда заработной платы в размере 20 – 30 % от тарифа или оклада по формуле:

$$C_{\text{зп}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}},$$

где $Z_{\text{осн}}$ – основная заработная плата;

$Z_{\text{доп}}$ – дополнительная заработная плата (12 – 20 % от $Z_{\text{осн}}$).

Основная заработная плата ($Z_{\text{осн}}$) руководителя от ТПУ рассчитывается по формуле:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_p,$$

где $Z_{\text{осн}}$ – основная заработная плата одного работника;

T_p – продолжительность работ, выполняемых научно – техническим работником, раб. дн. (таблица 21);

$Z_{\text{дн}}$ – среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d},$$

где Z_m – месячный должностной оклад работника, руб.;

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года; при отпуске в 24 рабочих дня $M = 11,2$ месяца;

F_d – действительный годовой фонд рабочего времени научно – технического персонала, раб. дн.

Таблица 26 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Календарное число дней	365	365	365	365
Количество нерабочих дней: -выходные дни, -праздничные дни	105	105	105	105
	14	14	14	14
Потери рабочего времени -отпуск, -невыходы по болезни	24	60	24	24
	0	0	0	12
Действительный годовой фонд рабочего времени	222	186	222	210

Месячный должностной оклад работника определяем по формуле:

$$З_м = З_б \cdot (k_{пр} + k_д) \cdot k_p ,$$

где $З_б$ – базовый оклад, руб.;

$k_{пр}$ – премиальный коэффициент, равный 0,3 (т.е. 30% от $З_{тс}$);

$k_д$ – коэффициент доплат и надбавок составляет примерно 0,2 – 0,5 (в НИИ и на промышленных предприятиях – за расширение сфер обслуживания, за профессиональное мастерство, за вредные условия: 15 – 20 % от $З_{тс}$);

k_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

Расчёт основной заработной платы приведён в таблице 27.

Таблица 27 – Расчёт основной заработной платы

Исполнители	$З_б$,руб.	$k_{пр}$	$k_д$	k_p	$З_м$,руб	$З_{дн}$,руб.	T_p ,раб.дн	$З_{осн}$,руб.
Руководитель	23264,86	0,3	0,2	1,3	15122,16	762,92	24	18310,07
Магистрант	14584,32				9479,81	570,83	79	45095,34
Консультант ЭЧ	23264,86				15122,16	762,92	21	16021,31
Консультант СО	23264,86				15122,16	806,52	21	16936,82

7.3. 3. 4 Дополнительная заработная плата научно – производственного персонала

Дополнительная заработная плата рассчитывается по следующей формуле исходя из 10 – 15% от основной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнение темы [82]:

$$З_{доп} = k_{доп} \cdot З_{осн} , \quad ()$$

где $З_{доп}$ – дополнительная заработная плата, руб.;

$k_{доп}$ – коэффициент дополнительной зарплаты, примем 15%;

$З_{осн}$ – основная заработная плата, руб.

Тогда общая заработная исполнителей работы представлена в таблице 28.

Таблица 28 – Общая заработная плата исполнителей НИ

Зарботная плата	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Основная зарплата	18 310,07	45 095,34	16 021,31	16 936,82

Дополнительная зарплата	2 746,51	6 764,30	2 403,20	2 540,52
Зарплата исполнителя	21 056,58	51 859,65	18 424,51	19 477,34
Итого по статье С _{зп}	110818,08			

7.3. 3. 5 Отчисления на социальные нужды

Величина отчислений во внебюджетные фонды определяется исходя из формулы:

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}),$$

где $k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды (пенсионный фонд, фонд обязательного медицинского страхования и пр.).

На 2016 г. в соответствии с Федеральным закона от 24.07.2009 № 212 – ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30,2%. Отчисления во внебюджетные фонды представлены в таблице 29.

Таблица 29 – Отчисления во внебюджетные фонды

Исполнитель	Зарплата исполнителя, руб.	Отчисления во внебюджетные фонды, руб.
Руководитель проекта	21 056,58	6 359,08
Магистрант	51 859,65	15 661,6
Консультант ЭЧ	18 424,51	5 564,2
Консультант СО	19 477,34	5 882,16
Итого:		33467,04

7.3. 3. 6 Накладные расходы

Накладные расходы составляют 80–100 % от суммы основной и дополнительной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнение темы. Как правило, данные затраты включают управление, хозяйственное обслуживание, расходы по эксплуатации и своевременному ремонту оборудования, в нашем случае лабораторной установки. Расчет накладных расходов ведется по формуле:

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}),$$

где $k_{\text{накл}}$ – коэффициент, учитывающий накладные расходы, примем 70%.

На основании полученных данных по отдельным статьям затрат составляется калькуляция плановой себестоимости НИ, которая представлена в таблице 30.

Таблица 30 – Расчет бюджета затрат НИ

Наименование статьи	Сумма, руб.		
	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
Материальные затраты НТИ	6 000	6 000	6 000
Специальное оборудование для научных работ	428 880	467 488	428 880
Основная заработная плата исполнителей темы	96 364	95 793	102 072
Дополнительная заработная плата исполнителей темы (15%)	14 455	14 369	15 311
Осн.+Доп. Заработная плата	110 819	110 162	117 383
Отчисления во внебюджетные фонды (30,2%)	33 468	33 269	35 450
Накладные расходы (70%)	77 573	77 113	82 168
Итого плановая себестоимость	656 740	694 032	669 881

Пример расчета

Основная заработная плата:

$$183110,07 + 50803,87 + 16021,31 + 16936,82 = 102072,07$$

$$(570,83 \cdot 10 \text{ дней} = 50\,803,87 \text{ р})$$

Дополнительная заработная плата

$$96364 \cdot 15\% = 14455 \text{ р}$$

Для аналога 1 спец оборудование 467 488 р из-за стоимости ПО ($5500\$ = 398\,145 \text{ р}$ на срок 5 лет)

Конкурентными являлись лицензии программ, где применим следующие обозначения для сравниваемых проектов:

Данный проект – разработка моделей в среде UniSim;

Аналог 1 – разработка моделей в среде Aspen HYSYS;

Аналог 2 – разработка моделей в среде CHEMCAD.

Выбирая разные программные пакеты, стоит учитывать различную трудоемкость НИР. Известно, что при работе в среде Aspen HYSYS проект можно выполнить (условно) за 4 рабочих дня, в UniSim Design за 5 дней работы, в программной среде CHEMCAD за 10 дней.

Таким образом, использование разного программного обеспечения в моделировании и оптимизации процесса регенерации цеолитного катализатора марки КН-30 дает разную плановую стоимость проектов. Самым дорогим проектом стал аналог 1 с применением ПО Aspen HYSYS, промежуточное место занял аналог 2 CHEMCAD, и данный проект с минимальной себестоимостью использовал ПО UniSim Design. Кроме стоимости проекта стоит учесть различную трудоёмкость используемых программ, таким образом, оптимальным выбором цена НИП-время выполнения НИП стал данный проект, используемый UniSim Design.

Диаграмма, что иллюстрирует бюджет НИП представлена на рисунке 20.



Рисунок 20 – Диаграмма бюджета НИП

7.3. 4 Организационная структура проекта

В качестве организационной структуры проекта была выбрана проектная структура, т.к. основными критериями отнесения данной работы к этому виду структуры было: высокие обязательства по срокам исполнения работы, уникальность технологии и высокая взаимосвязь между отдельными частями проекта.



Рисунок 21 – Проектная структура проекта

7.3. 5 Матрица ответственности

Для распределения ответственности между участниками проекта, сформировали матрицу ответственности, которая представлена в таблице 31.

Таблица 31 – Матрица ответственности

Этапы проекта	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Разработка технического задания	О,И	С	О,И	О,И
Изучение литературы, составление литературного обзора	С	О,И	-	-
Формирование и расчет математической модели	О,С	О,И	-	-
Обсуждение полученных результатов	С	О,И	-	-

Оформление выводов	С	О,И	-	-
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	-	О,И	С	-
Разработка социальной ответственности по теме	-	О,И	-	С
Оформление пояснительной записки	-	О,И	-	-

7.3. 6 План управления коммуникациями проекта

Была разработан план управления коммуникациями (таблица 32), который отражает требования к коммуникациям со стороны участников проекта.

Таблица 32 – План управления коммуникациями

Какая информация передается	Кто передает информацию	Кому передается информация	Когда передает информацию
Статус проекта	Руководитель проекта	Инициатору проекта	В конце срока выполнения
Обмен информацией о текущем состоянии	Исполнитель проекта	Руководителю/Экспертам проекта	Еженедельно
О выполнении контрольных точек	Исполнитель проекта	Руководителю/Экспертам проекта	Не позже контрольного события по графику

7.4 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности разработки модели реактора цеоформинга

Определение сравнительной эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Его нахождение связано с определением двух средневзвешенных величин: финансовой эффективности и ресурсоэффективности.

Интегральный показатель финансовой эффективности научного исследования получают в ходе оценки бюджета затрат двух (или более) вариантов исполнения научного исследования. Для этого наибольший интегральный показатель реализации технической задачи принимается за базу расчета, с которым соотносятся финансовые значения по всем вариантам исполнения.

Интегральный финансовый показатель разработки определяется по формуле:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп. } i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}},$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп. } i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;

Φ_{pi} – стоимость i – го варианта исполнения;

Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения НИП.

Для данного проекта: $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{276004,25}{283634,06} = 0,97.$

Для первого аналога: $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{283634,06}{283634,06} = 1.$

Для второго аналога: $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{281716,73}{283634,06} = 0,99.$

Полученная величина интегрального финансового показателя разработки отражает соответствующее численное увеличение бюджета затрат разработки в размах (значение больше единицы), либо соответствующее

численное удешевление стоимости разработки в размах (значение меньше единицы).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить по формуле:

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i,$$

где I_{pi} – интегральный показатель ресурсоэффективности для i – го варианта исполнения разработки;

a_i – весовой коэффициент i – го варианта исполнения разработки;

b_i^a, b_i^p – бальная оценка i – го варианта исполнения разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания.

Таблица 33 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
Способствует росту производительности труда пользователя	0,20	5	4	4
Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)	0,15	4	4	4
Качество продукта	0,30	5	5	5
Простота эксплуатации	0,20	5	5	4
Длительность производственного цикла	0,15	4	4	4
Итого	1,00	4,7	4,5	4,3

Пример расчета:

$$I_{\text{данный проект}} = 5 \cdot 0,2 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,30 + 5 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,15 = 4,7.$$

$$I_{\text{аналог 1}} = 4 \cdot 0,2 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,30 + 5 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,15 = 4,5.$$

$$I_{\text{аналог 2}} = 4 \cdot 0,2 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,30 + 4 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,15 = 4,3.$$

Интегральный показатель эффективности вариантов исполнения разработки ($I_{эфф}$) определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{эфф} = \frac{I_{pi}}{I_{финр}},$$

Сравнение интегральных показателей эффективности вариантов исполнения разработки позволит определить сравнительную эффективность проекта и выбрать наиболее целесообразный вариант из предложенных (таблица 34). Сравнительная эффективность проекта (\mathcal{E}_{cp}) определяется по формуле:

$$\mathcal{E}_{cp} = \frac{I_{исп.1}}{I_{исп.2}},$$

Таблица 34 – Сравнительная эффективность разработки

Показатели	Аналог 1	Данный проект	Аналог 2
Интегральный финансовый показатель разработки	1,00	0,97	0,99
Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,5	4,7	4,3
Интегральный показатель эффективности	4,5	4,79	4,43
Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,064		1,08

Интегральный финансовый показатель для данного проекта меньше, чем для первого и второго аналога, это говорит о том, что данный проект обладает меньшей стоимостью, чем два аналога этого проекта. Интегральный показатель ресурсоэффективности данного проекта больше, чем у аналогов. Интегральный показатель эффективности, рассчитанный на основании данных первых двух показателей, показывает преимущество данного проекта.

Сравнение эффективности вариантов исполнения показало, что данный вариант решения с позиции финансовой и ресурсной эффективности является более приемлемым.

8. Социальная ответственность

В данном разделе магистерской диссертации объектом рассмотрения является процесс регенерации цеолитных катализаторов с применением разработанных моделей.

Рабочим местом является лабораторная установка (г. Томск, НИ ТПУ ИШПР) - реактор идеального вытеснения. Конечным потребителем результата научно – исследовательской работы (НИР) является оператор, который с применением разработанной модели реактора - регенератора может производить изменения технологических характеристик процесса и отслеживать возможные результаты и последствия на модели, что уменьшает риски возникновения неконтролируемых опасных и чрезвычайных ситуаций на производстве, и, как следствие, травмирования работников и аварий.

В данном случае, с позиции социальной ответственности, применяя разработанную модель, магистрант только может уменьшить риск возникновения человеческого фактора при недолжном ведении технологического режима. Разработанная модель применима в строго определенных условиях. В модели необходимо учесть, что между операциями внесения исходных данных и осуществлением конкретных операций, оператору требуется время.

Целью раздела являются анализ опасных и вредных факторов, имеющих место на объекте при неправильном изменении технологических характеристик процесса, а также мероприятий по ограничению их воздействия на персонал, создание безопасных условий труда для рабочих, перечисление организационных и технических мер, предусмотренных для чрезвычайных ситуаций, а также изучение вопроса охраны окружающей среды.

8.1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

В соответствии с [78], каждый человек обладает правом на труд в таких условиях, которые отвечают требованиям безопасности и гигиены, и также

правом на охрану здоровья. А в соответствии с [55], один из национальных приоритетов в сохранении человеческого капитала в процессе трудовой деятельности – это обеспечение безопасности жизни и здоровья работников. Этот приоритет рассматривается в неразрывной связи с решением задач по улучшению условий и охраны труда, промышленной и экологической безопасности.

По [56] условия труда на рабочем месте оператора на НПЗ относят к вредным условиям труда, подклассу 3.3, т.е. воздействие вредных и опасных производственных факторов приводят к появлению и развитию профессиональных заболеваний легкой и средней степени тяжести в период трудовой деятельности. После принятия [79], и в последствие с изменением [80], для работников, условия труда которых по результатам социальной оценки отнесены к подклассу 3.3, устанавливают сокращенную продолжительность рабочего времени не более 36 часов в неделю. Также предоставляется ежегодный дополнительный оплачиваемый отпуск, минимальная продолжительность которого устанавливается в размере 7 дней, и минимальный размер повышения оплаты труда в размере 4% от тарифной ставки или оклада.

8.2. Производственная безопасность

Производственная безопасность наиболее важная система организационных мероприятий и технических средств, уменьшающих, или предотвращающих вероятность опасных и вредных факторов, представленных в таблице 35, возникающих в рабочей зоне в процессе трудовой деятельности.

Таблица 35 - Опасные и вредные производственные факторы [56].

Факторы (ГОСТ 12.0.003-2015)	Этапы работ			Нормативные Документы
	Разрабо тка	Изготов ление	Эксплуа тация	

1. Микроклиматические параметры воздушной среды (температура, относительная влажность воздуха, скорость движения воздуха)	+	+	+	1. ГОСТ 12.1.005 – 88. Общие санитарно – гигиенические требования к воздуху рабочей зоны [63] СанПиН 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений» [66]
2. Акустические колебания в производственной среде (повышенный уровень шума)		+	+	2. Средства и методы защиты от шума ГОСТ 12.1.029 – 80 [71] Защита от шума СП 51.13330.2011 [67] СН 2.2.4/2.1.8562-96 «Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки» [68]
3. Световая среда (отсутствие или недостаток необходимого естественного/искусственного освещения).	+	+	+	3. Естественное и искусственное освещение. СП 52.13330.2016 [69]
4. Опасные и вредные производственные факторы, связанные с механическими колебаниями твердых тел и их поверхностей		+	+	4. Вибрационная безопасность. ГОСТ 12.1.012 – 2004 [70] 5. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2013 №197 – ФЗ [80]. Приказ Минтруда РФ от 24.07.13 № 328н “Правила по охране труда при эксплуатации электроустановок” [73].
5. Опасные и вредные производственные факторы, связанные с силами и энергией механического движения.				ГОСТ 12.0.002-2014 Система стандартов безопасности труда (ССБТ) [81] 6. Инструкция по устройству молниезащиты зданий... СО 153 – 34.21.122 – 2003 [74]
6. Опасные и вредные производственные факторы, связанные с электрическим током, вызываемым разницей электрических потенциалов, под действие которого попадает работающий				

Приступая к работе с химическими веществами, следует учитывать физические свойства, а также характер воздействия их на человека. Безопасные условия труда обеспечиваются комплексом профилактических

мероприятий, способствующих созданию таких условий труда, когда суммарное воздействие всех факторов на организм человека не превышает установленных предельно – допустимых концентрации [57,81].

Цеолит, используемый в качестве катализатора при работе установки реакторного блока, по степени воздействия на организм человека относится к веществам третьего класса опасности, т.е. к умеренно опасным веществам [58].

Бензин (нефтяной, малосернистый), являющийся основным продуктом процесса, относится к малоопасным веществам, согласно [59]. В таблице 36 приведены классы опасностей и предельно допустимые концентрации (ПДК) используемых веществ в атмосферном воздухе населенных мест.

Таблица 36 – Класс опасности и ПДК веществ, используемых в работе

Вещество	Предельно допустимая концентрация, мг/м ³		Класс опасности	Влияние на организм
	Максимальная разовая	Среднесуточная		
Цеолиты (природные и искусственные)	-	0,03	3	Аэрозоли и пыли, находящиеся в воздухе, оказывают негативное воздействие на органы дыхания, слизистую оболочку глаз и кожный покров. Пыль при контакте с кожей, забивает сальные железы, не дает коже дышать, а при попадании в организм человека ингаляционным путем, оседает в легких. Постоянное воздействие этих факторов приводит к развитию профессиональных заболеваний.
Бензин (нефтяной, малосернистый)	5	1,5	4	Пары бензина токсичны; оказывают влияние на центральную нервную систему, деятельность эндокринных желез, вызывают

				острые и хронические отравления; при контакте с кожей вызывают некроз тканей, гнойничковые заболевания кожи и подкожной клетчатки, а также экземы и пигментные дерматиты.
--	--	--	--	---

Для предотвращения распространения и влияния опасных и вредных веществ на организм человека, применяемых на производстве, уделяют особое внимание к средствам коллективной защиты. Одним из наиболее распространенных средств является выполнение герметичных соединений всех трубопроводов и аппаратов.

Для предотвращения возникновения хронических отравлений большое значение имеет правильное питание. Согласно [60], работникам выделяют 0,5л. молока на один рабочий день. А в соответствии с [61] регламентирована бесплатная норма выдачи смывающих и (или) обезвреживающих средств сотрудникам, работающим с нефтью и нефтепродуктами, один раз в месяц таких как:

1. 100 мл защитных средств гидрофильного действия (впитывающие влагу, увлажняющие кожу);
2. Очищающие средства: 300г твердого туалетного мыла или 500 мл жидких моющих средств.

Также сотрудники, задействованные в выполнении работ, которые связаны с контактом с бензиновыми фракциями и другими веществами нефтяного происхождения, проходят предварительный и периодический медицинские осмотры раз в год. Перечень необходимых врачей также представлен в [62].

8. 2. 1 Микроклиматические параметры воздушной среды (температура, относительная влажность воздуха, скорость движения воздуха)

Опасные и вредные производственные факторы, связанные с аномальными микроклиматическими параметрами воздушной среды [63] на местонахождении работающего: температурой и относительной влажностью воздуха, скоростью движения (подвижностью) воздуха относительно тела работающего, а также с тепловым излучением окружающих поверхностей, зон горения, фронта пламени, солнечной инсоляции. Негативные значения показателей микроклимата становятся причиной уменьшения производственных показателей в работе, простуды, радикулита, хронического бронхита и многих других заболеваний. Для работы в условиях промышленного производства установлены следующие санитарные нормы, согласно [63]:

- Температура воздуха для холодного и переходного периодов года составляет 16 – 22°C, для тёплого периода 18 – 25°C;
- Влажность воздуха не превышает 30 – 60 %;
- Скорость движения воздуха 0,2 – 0,5 м/с.

К средствам коллективной защиты в помещениях производственных площадок относят автоматическое кондиционирование воздуха рабочей зоны для поддержания заданных значений микроклиматических показателей. К индивидуальным средствам защиты выделяют проветривание помещения на рабочем месте. В случае необходимости защиты работника от низких и высоких температур воздуха, применяют специальную одежду, обувь, средства защиты рук и головы [64].

Источниками термической опасности на данном производстве являются теплообменное оборудование, а также реактор, в котором проходит реакция. К тому же, установка эксплуатируется при повышенной температуре 500 – 600°C. Нарушение герметичности оборудования, приводит к получению ожогов. Для того чтобы избежать термических повреждений, работник

соблюдает технический регламента по эксплуатации оборудования. А также применяют для установок различные теплоизоляционные материалы, которые удовлетворяют требованиям охраны труда (являются взрывобезопасными), например, минеральную вату, керамзит, пензу и тд. Более того, применяют различные теплоотражающие, теплопоглощающие и тп. экраны [66].

8.2. 2 Акустические колебания в производственной среде (повышенный уровень шума)

Производственные процессы сопровождаются значительным шумом и вибрацией. Длительное воздействие шума вызывает утомляемость и раздражительность, ухудшает слух, реже приводит к глухоте, также уменьшается внимание, острота зрения и увеличивается расход энергии человека, при выполнении какого – либо вида работ. Все эти факторы в совокупности приводят к снижению производительности труда и становятся причиной травматизма на производстве [71].

Для оценки действия шума на человека введено понятие уровня шума, измеренного в децибелах (дБ). Допустимые шумовые характеристики рабочих мест регламентируются [67]. В соответствии с требованиями [67], в производственных помещениях допускается уровень шума до 80 дБ.

8.2. 3 Световая среда (отсутствие или недостаток необходимого естественного/искусственного освещения).

Правильная организация освещения на рабочем месте обеспечивает сохранность зрения работника и нормальное состояние его нервной системы, а также обеспечивает безопасность в процессе производства.

Искусственное освещение применяется там, где недостаточно потока естественного освещения или оно отсутствует в темное время суток. За счет рационального освещения помещений и рабочих мест обеспечивается снижение утомляемости работающих и повышается производительность труда. Нормы естественного освещения сводятся к нормированию

коэффициента естественного освещения, и определяется санитарными нормами и правилами [65].

Согласно [65], на производстве где осуществляется постоянное наблюдение за ходом производственного процесса, освещенность при системе общего освещения составляет 200 лк, коэффициент естественного освещения при верхнем или комбинированном освещении равен 3%.

В темное время суток подлежат освещению следующие участки производственных площадок: все рабочие места, объекты технологической схемы, подходы к ним, проходы и переходы. Искусственное освещение выполняется в соответствии с установленными нормативами, и обеспечивает установленный санитарными нормами уровень освещения [69].

8.2. 4 Опасные и вредные производственные факторы, связанные с механическими колебаниями твердых тел и их поверхностей

Вибрация воспринимается организмом человека как сотрясения. Также вибрация очень часто сопровождается слышимым шумом. Вибрация имеет прямое воздействие на:

1. центральную нервную систему;
2. желудочно – кишечный тракт;
3. вестибулярный аппарат.

Вибрация вызывает головокружение, онемение конечностей, заболевание суставов. Более того, наступает повышенная утомляемость и раздражительность. Также к снижению производительности труда (примерно на 10 – 15%) и увеличению риска травматизма ведут следующие факторы: ухудшение сна, головные боли, рассеянность внимания и уменьшение остроты зрения.

Кроме вредного воздействия на организм человека, вибрации оказывают негативное воздействие и на производственное оборудование, коммуникации и сооружения. Гигиенические допустимые уровни вибрации регламентирует [70].

В производственных условиях при работе с установкой с целью предотвращения вредного воздействия шума и вибрации на организм человека добиваются, чтобы уровни шума и вибрации не превышали допустимых значений. Основные методы снижения шума и вибрации, согласно [68]:

- устранить причины шума и вибрации или существенно их ослабить в источнике образования;
- применять средства, снижающие шум и вибрацию на пути их распространения;
- архитектурно – планировочные решения с рациональным размещением технологического оборудования, машин, механизмов;

8.2. 5 Опасные и вредные производственные факторы, связанные с силами и энергией механического движения

Как правило, травмы, полученные механическим путем, не являются случайными. Это связано, в первую очередь, с несоблюдением техники безопасности при эксплуатации и обслуживании различной техники и предметов, которые не были вовремя устранены.

Источников механической опасности на производстве огромное количество. Например, движущим механизмом для перемещения перерабатываемой среды являются насос, открытые движущиеся части которого травмируют работников при несоблюдении правил техники безопасности.

Также установки характеризуются огромными размерами, их обслуживание и ремонт в связи с этим является затруднительным и травмоопасным (ремонт на большой высоте и т.д.). В ходе неправильной эксплуатации установок случаются взрывы или пожары. В связи с этим, работники подвержены воздействию от осколков, обломков или ударной волны. Наличие в системе высокого давления и высокой температуры также служит причиной для травм.

Для того чтобы защитить себя от травм на производстве, работники строго соблюдают все технические регламенты по эксплуатации оборудования, систему планово – предупредительного ремонта (ППР) и правила поведения на производственной площадке.

Во время нахождения в опасной зоне работники используют средства индивидуальной защиты [72]. К средствам коллективной защиты для предотвращения механического травмирования относят ограждения и блокировочные устройства.

8.2. 6 Электрический ток, вызываемым разницей электрических потенциалов, под действие которого попадает работающий

Для протекания непрерывного технологического процесса его обеспечивают безопасным электрическим оборудованием, (например, контрольно-измерительные приборы, датчики давления, датчики температуры, насосы, сепараторы, хроматографы), а также создают благоприятные условия труда для человека, связанного с электричеством [57]. При нарушении технического регламента по эксплуатации или неисправности электрооборудования возникает опасность воздействия электрического тока на человека.

Электробезопасность обеспечивается в соответствии с [73] и относится к особо опасной категории. К основным техническим средствам защиты от действия электрического тока на производственных площадках относят: изоляцию токопроводящих частей и их контроль, установки оградительных устройств, предупредительная сигнализация и блокировка, применение предупреждающих плакатов, защитное заземление, зануление и отключение.

Преднамеренное соединение с землей металлических нетоковедущих частей, которые оказываются под напряжением, называют защитным заземлением [74]. Это заземление удовлетворяет ряду требований, изложенных в [74], чтобы защитить человека от поражения электрическим током.

Т.к. все основное оборудование производства находится на открытой площадке, необходимо применять средства защиты от воздействия молний на технологическое оборудование, действие которых являются причинами возникновения пожаров и взрывов на производстве [74]. К комплексу средств молниезащиты зданий и сооружений относят устройства защиты от прямых ударов молний (внешняя молниезащита) и устройств защиты от вторичных воздействий молний (внутренняя молниезащита).

Особое внимание уделяют защите от статического электричества. Для его снижения применяют специальное покрытие полов, которое выполнено из линолеума антистатического поливинилхлоридного, а рабочие места снабжаются резиновыми ковриками.

8.3 Экологическая безопасность

Предприятия, которые являются источником негативного воздействия на среду обитания и здоровье человека, такие как НПЗ (нефтеперерабатывающие заводы), отделяют от жилой застройки санитарно – защитными зонами (СЗЗ) по [65]. На НПЗ могут производить как процессы каталитического риформинга, так и непосредственно регенерацию катализаторов риформинга, к которым относится цеолитный катализатор КН-30.

Также по [65], предприятия по производству и переработке нефти, попутного и природного газа относят к первому классу, и СЗЗ должна быть не менее 1000 м. СЗЗ для первого класса должна быть озеленена не менее чем на 40% с организацией полосы древесно – кустарниковых насаждений со стороны жилой зоны. На рисунке 22 представлено предполагаемое схематичное изображение организации СЗЗ для НПЗ.

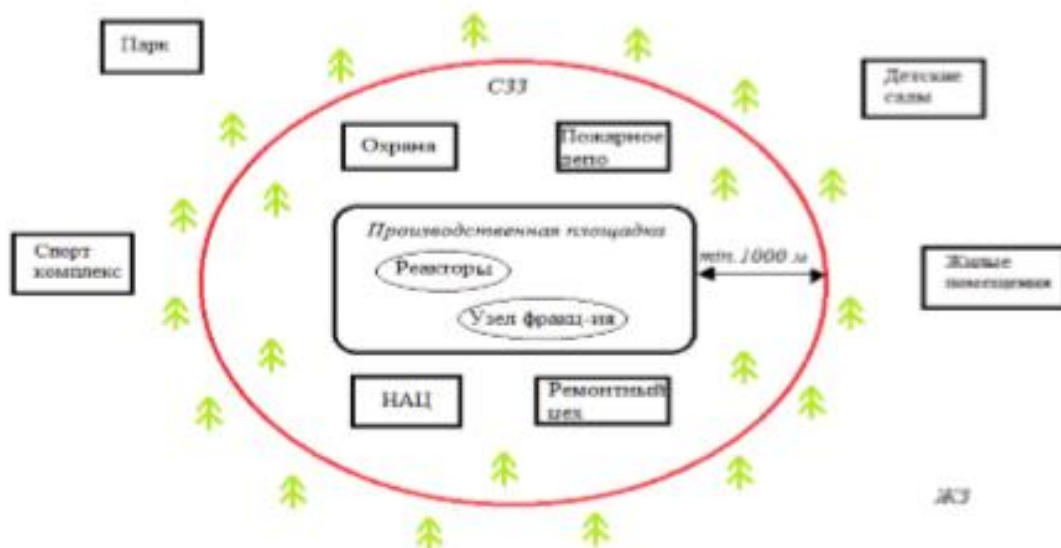


Рисунок 22 – Схема СЗЗ для НПЗ

Атмосферный воздух, который окружает человека вне зависимости от места его пребывания, непрерывно подвергается загрязнению. К основным выбросам, загрязняющим атмосферный воздух, относят выбросы от вентиляционных и технологических установок (выбросы окисей углерода (диоксид и монооксид углерода), избыточным кислородом (необходимым для выжига кокса с поверхности катализатора), инертным газом, и в редких случаях оксидом серы и легкими углеводородами).

В производственных помещениях воздух подвержен загрязнению выбросами технологического оборудования, например, лабораторная установка, применяемая в процессе регенерации, может загрязнять воздух выбросами окисей углерода (диоксид и монооксид углерода), избыточным кислородом (необходимым для выжига кокса с поверхности катализатора), инертным газом, и в редких случаях оксидом серы и легкими углеводородами. Средства защиты атмосферного воздуха сводят к минимуму присутствие вредных веществ в воздухе среды обитания человека не выше ПДК. В тех случаях, когда реальные выбросы выше уровня ПДК, на производственных площадках создаются и используются аппараты для очистки газов от нежелательных веществ. Среднесуточная ПДК бензина и цеолитов

(катализатора) в воздухе населенных пунктов не превышает 1,5 и 2 мг/м³ соответственно [59].

Что касается сбросов в гидросферу, то для предприятия характерны сбросы воды от санитарно – бытовых и ремонтных работ при проведении гидравлических испытаний аппаратов. Для бензинсодержащих веществ нефтяного происхождения по [76] ПДК не превышает 0,1 мг/м³. Твердые отходы производства образуются в ходе выхода из строя деталей и узлов аппаратов, которые необходимо утилизировать, также отработанный катализатор, не подлежащий регенерации, и катализаторная пыль.

8.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях (ЧС)

ЧС возникают на производстве, в случае промышленных регенераций катализаторов, либо при лабораторных испытаниях технологических параметров, в результате следующих нарушений: прекращение подачи сырья; прекращение подачи электроэнергии; нарушение герметичности соединений трубопроводов, аппаратов или их разрыв; неисправность средств контроля и автоматики. Наиболее распространенные ЧС – это пожары и взрывы. Спасательные и другие неотложные работы в очагах поражения пожарной дружиной, состоящей из работников предприятия, включают [57]:

- разведку очага поражения, в результате которой получают истинные данные о сложившейся обстановке, определяют объемы работ, уточняют способы ведения спасательных и аварийных работ, разрабатывают план ликвидации последствий ЧС;
- поиск и освобождение из – под завалов пострадавших; эвакуацию людей из опасных зон и оказание им первой медицинской помощи;
- локализацию и тушение пожара;
- санитарную обработку людей, обеззараживание транспорта, технических систем, зданий, сооружений и промышленных объектов;
- неотложные аварийно – восстановительные работы на промышленных объектах.

Для исключения возможности несчастных случаев проводятся обучения и проверка знаний работников требованиям безопасности труда[77].

8.4.1 Пожаровзрывобезопасность

Пожары и взрывы на нефтегазовых предприятиях представляют серьезную угрозу для людей, а также причиняют огромный материальный ущерб. Поэтому обеспечение пожарной и взрывной безопасности на производственных площадках имеет государственное значение. По [75] к опасным факторам пожара, воздействующим на людей и имущество, относятся:

- 1) пламя и искры;
- 2) тепловой поток;
- 3) повышенная температура окружающей среды;
- 4) повышенная концентрация токсичных продуктов горения и термического разложения;
- 5) пониженная концентрация кислорода;
- 6) снижение видимости в дыму.

Среди организационных и технических мероприятий, осуществляемых для устранения возможности пожара, выделяют следующие меры [75]:

- использование только исправного оборудования;
- проведение периодических инструктажей по пожарной безопасности;
- назначение ответственного за пожарную безопасность помещения;
- отключение электрооборудования, освещения и электропитания по окончании работ;
- курение в строго отведенном месте;
- содержание путей и проходов для эвакуации людей в свободном состоянии.

Для предотвращения образования взрывоопасных концентраций продуктов в помещениях и других закрытых местах на нефтегазоперерабатывающих предприятиях осуществляют герметизацию оборудования и всех путей передвижения нефти и газа, устраивают эффективную вентиляцию в помещениях, а также проводят мероприятия по предотвращению появления огня во взрывоопасных местах.

Пожар можно ликвидировать механическим воздействием на пламя, изоляцией его от воздуха, охлаждением или удалением горючих веществ из очага горения. Для этой цели используют огнегасительные вещества и противопожарное оборудование: водяные гидранты, шланги, стволы, пеногенераторы, пенокамеры, пенозакладные мачты и др [57].

Тушение пожара в основном происходит с применением огнегасительных веществ. На рабочем месте наиболее распространенным огнегасительным веществом по [64] являются огнетушители типов ОУ (углекислотные огнетушители с диоксидом углерода в жидком состоянии), предназначенные для тушения пожаров, когда в процессе горения участвует кислород, и ОП (порошковые огнетушители с минеральными солями в составе) для борьбы с пожарами категорий А-горение твердых веществ; В-горение жидких веществ; С- горение газообразных веществ; Е-горение электроустановок. Также применяют сухие огнетушащие порошки (песок, кошма), реже инертные газы и пены (химическая и воздушно – механическая).

Заключение

В быстроразвивающейся производственной индустрии существует необходимость оптимизации различных процессов нефтепереработки. Для малотоннажного процесса «Цеоформинг» производство высокооктановых бензиновых фракций на цеолитных катализаторах перспективными являются процессы регенерации и восстановления каталитической активности. Задача регенерации является крайне важной из-за небольшого межрегенерационного цикла цеолитсодержащих катализаторов. По этой причине Цеоформинг требует организации двух параллельно работающих схем, (режим реакции-регенерации), что увеличивает стоимость процесса.

В результате научного исследования удалось рассчитать термодинамические параметры, провести моделирование и оптимизацию процесса регенерации цеолитного катализатора КН-30.

Разработана математическая модель реактора-регенератора по выжигу кокса, и проведена оптимизация в программной среде Unisim Design. Предложенный вариант позволяет достичь степень конверсии равный 61,4%. Найдены оптимальные условия работы регенератора при параметрах 660°C, 15атм, 1700кг/ч.

В диссертации рассмотрены финансовый менеджмент, эффективность исследования с финансовой и ресурсной позиции, а также правовые и организационные вопросы социальной ответственности, производственной безопасности и технические мероприятия по предотвращению и ликвидации чрезвычайных ситуаций.

Список публикаций студента

1. Лещик А.В. Моделирование реактора регенератора в процессе цеоформинг // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XXI Международной научно –практической конференции студентов и молодых ученых имени выдающихся химиков Л.П. Кулёва и Н.М. Кижнера “Химия и химическая технология в XXI веке” посвященная 110-летию со дня рождения профессора А.Г. Стромберга.: Томск, ТПУ, 2020 – С. 389-390.

Список использованной литературы

1. Масагутов Р.М., Морозов Б.Ф., Кутепов Б.И. Регенерация катализаторов в нефтепереработке и нефтехимии.- М.: «Химия», 1987.144с.
2. Маслянский Г.Н., Шапиро Р.Н. Каталитический риформинг бензинов.- Л.: Химия, 1985. 224 с.:ил.
3. Коротков П.И. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1977.- №6.- С.13
4. Коротков П.И. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1976.- №4.- С. 3-5.
5. Тесля Б.М. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1982.- №9.- С. 7-10.
6. Козлов Н.С. Катализаторы риформинга.- Минск: Наука и техника, 1976. 150с.:ил.
7. Oil a/ Gas J.-1976.-V.74.-N18.-P. 252.
8. Махов А.Ф. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1976.- №7.-С. 27-29.
9. Опыт пуска и освоения каталитического риформинга.- М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1974. 65с.:ил.
- 10.Вязков И.А. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1974.- №4.- С. 4-6.
- 11.Исаев Б.И. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.- 1977.- №6.- С. 6-8.
- 12.Oil and Gas. J.-1980.-V.78.-N16.P. 72-76.
- 13.Oil and Gas. J.-1979.-V.77.-N18.P. 247, 248, 250, 253.
- 14.Waligorski J.M., Berak Z. // Przemyst Chemiczny.- 1980.-V/'52.-N2.- P.77-78.
- 15.Егоров В.Д. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия.-1982.- №1.- С.9-10.
- 16.Biloen P/ et al. // J. Catalysis.- 1980.-V.63.-N1.-P.112-118.
- 17.Пат. № 3751379 (США).
- 18.Жоров Ю.М., Опришко А.А. Исследование и расчет процессов окисления и сорбции.-Грозный: Чечено-Ингуш. Книж. Изд-во. 1976.- 201 с.: ил.

- 19.Зайтова А.Я. исследование путей интенсификации процесса регенерации алюмосиликатных шариковых катализаторов.- Автореф. Канд. Дис., М.:МИНХ и ГП им. И.М. Губкина, 1962.25с.
- 20.Киперман С.Л. введение в кинетику гетерогенных каталитических реакций.-М.: Наука, 1964. 607 с: ил.
- 21.Киперман С.Л. // Кинетика и катализ.-1972.-Т.13.-№ 3.-С. 625-639.
- 22.Боресков Г.К. Катализ.- Новосибирск: Наука, Сибирское отделение, 1971. Ч. 1. И 2. 267 с.: ил.
- 23.Афанасьев А.Д., Буянов Р.А., Егорова Н.А. // Промышленность СК.- 1969. № 6.- С. 1-4.
- 24.Темкин М.И. // Кинетика и катализ.-1962.-Т. 3.-№4.-С. 509-517.
- 25.Корнейчук Г.П. // Кинетика и катализ.-1962.-Т.3.-№4.- С. 518-519.
- 26.Ходаков Ю.С., Антошин Г.В., Миначев Х.М. // Журн. Физ. Химии.- 1967.-Т. 41.- № 5.-С. 1158-1159.
- 27.Тимошенко В.И. Буянов Р.А., Прошин О.М. // Кинетика и катализ.- 1969.-Т. 10.-№3.- С. 681-684.
- 28.Щукин В.П., Веняминов С.А. // Кинетика и катализ.-1971.-Т. 12.- №2.- С. 53-534.
- 29.Баглай Б.И. и др. // Кинетика и катализ.-1975.-Т. 16.-№3.-С. 804-805.
- 30.Купетов Б.И. др. // Труды Всесоюзной конференции «Кинетика-2».- Новосибирск. 1975.-Т. 3. С.94-101.
- 31.Зейналов Р.И.,Рустамов Н.И., Саидова А.А. // Химия и технология топлив и масел.- 1978.-№3.-С.24-28.
- 32.Конторович Б.В. Основы теории горения и газификации твердого топлива.- М.: Изд. АН СССР, 1958. 598 с.: ил.
- 33.Лавров Н.В. Физико-химические основы процесса горения топлива.- М.:Наука, 1971. 275 с.: ил.
- 34.Walker P.L. // Advances in Catalysis and related subjects. New York a/ London.-1959.-V.XI.-P. 131-216
- 35.Марьясин И.Л., Теснер П.А. // ДАН СССР.-1965.-Т. 163.-№6.- С. 1430-1432
- 36.Оренбах М.С. реакционноа поверхность при гетерогенном горении.- Новосибирск: Наука, 1973. 200 с.: ил.
- 37.Уокер и др. Реакция углерода с газами.- М.: Инлит., 1963. 258 с.: ил.

38. Galleja G., Sarofim A.F., Georgakis C. // Chem/ Eng. Sci.-1981.-V.5.-P. 919-929.
39. Яворский И.А. Физико-химические основы горения твердых ископаемых топлив и графитов.-Новосибирск: Наука, 1973. 286 с.: ил.
40. Резник М.Г., Чеховских Б.Я. // Химия твердого топлива.- 1970.-№5.- С. 35-39.
41. Саранчук В.И. Окисление и самовозгорание угля.- Киев: Наукова думка, 1982. 166 с.: ил.
42. Налбандян А.В. // Химическая кинетика и цепные реакции. М.: Наука, 1966. С. 173-213.
43. Зельдович Я.Б., Семенов Н.Н. // Кинетика химических реакций в пламенах: Сборник / Теория горения и взрыва. М.: Наука, 1981. 411 с.: ил.
44. Роде Т.В. Кислородные соединения хрома и хромовые катализаторы.- М.: Изд-во АН СССР, 1962. 256 с.: ил.
45. Hall I.W., Rose H.F.-Ind. Eng. Chem. Process Dev. And Develop.-1963.- V.-2-N 1- P. 25-30.
46. Саттерфильд Ч.Н. Массопередача в гетерогенном катализе: / Пер. с англ.-М.: Химия, 1976. 240 с.: ил
47. Dart I.G., Savage R.T., Kirkride G.G.-Chem. Eng. Progr.-1949.-V. 45.- N 2.-P. 102-110.
48. Кутепов Б.И. Кинетика образования и взаимопревращения продуктов окисления кокса на катализаторах крекинга.- Автореф. Канд. Дис., Уфа: Уф. Нефт. Ин-т, 1980. 24с.
49. Bartholomew, C.H.; Farrauto, R.J. Fundamentals of Industrial Catalytic Processes, 2nd ed.; Wiley-Interscience: Hoboken, NJ, USA, 2006.
50. Jacobs, G.; Ma, W.; Davis, B.H. Influence of Reduction Promoters on Stability of Cobalt/ γ -Alumina Fischer-Tropsch Synthesis Catalysts. Catalysts 2014, 4, 49–76
51. Figueiredo, J.L. Carbon formation and gasification on nickel. In Progress in Catalyst Deactivation; (NATO Advanced Study Institute Series E, No. 54); Martinus Nijhoff Publishers: Boston, MA, USA, 1982; pp. 45–63.
52. Butt, J.B. Catalyst deactivation and regeneration. In Catalysis—Science and Technology; Anderson, J.R., Boudart, M., Eds.; Springer-Verlag: New York, NY, USA, 1984; Volume 6, pp. 1–63.

53. Bartholomew, C.H.; Farrauto, R.J. *Fundamentals of Industrial Catalytic Processes*, 2nd ed.; Wiley-Interscience: Hoboken, NJ, USA, 2006.
54. Леффлер Уильям Л. *Переработка нефти*. - 2-е изд., пересмотренное / Пер. с англ. - М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2004, - 224с.
55. Генеральное соглашение между общероссийскими объединениями профсоюзов, общероссийскими объединениями работодателей и Правительством Российской Федерации на 2014 – 2016 годы.
56. Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2013 г. N 426 – ФЗ “О специальной оценке условий труда” Дата публикации: 30.12.2013.
57. Охрана труда в нефтехимической промышленности: конспект лекций / О. Ю. Воронков, И. В. Ревина. – Омск: Изд-во ОмГТУ, 2009. – 80 с.
58. Дополнение № 7 к ГН 2.2.5.3532-18 “Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны”.
59. ГН 2.2.5.3532-18 "Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны" до 10.02.2028 “Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны” [Текст]: постановление Главного государственного санитарного врача РФ от 13.02.2018 г. № 25 // Российская газета. – 14.07.2014. – № 6427. – Режим доступа: [Консультант плюс].
60. Приказ Министерства здравоохранения и социального развития РФ от 16 февраля 2009 г. N 45н “Об утверждении норм и условий бесплатной выдачи работникам, занятым на работах с вредными условиями труда, молока или других равноценных пищевых продуктов. Порядка осуществления компенсационной выплаты в размере, эквивалентном стоимости молока или других равноценных пищевых продуктов, и перечня вредных производственных факторов, при воздействии которых в профилактических целях рекомендуется употребление молока или других

- равноценных пищевых продуктов” // Российская газета. – 22.05.2009. – № 92. – Режим доступа: [Консультант плюс].
61. Приказ Министерства здравоохранения и социального развития РФ от 17 декабря 2010 г. №1122н “Об утверждении типовых норм бесплатной выдачи работникам смывающих и (или) обезвреживающих средств и стандарта безопасности труда “Обеспечение работников смывающими и (или) обезвреживающими средствами”” // Российская газета. – 20.05.2011. – № 107. – Режим доступа: [Консультант плюс].
62. Приказ от 12 апреля 2011 г. N 302н “Об утверждении перечней вредных и (или) опасных производственных факторов и работ, при выполнении которых проводятся предварительные и периодические медицинские осмотры (обследования) и порядка проведения обязательных предварительных и периодических медицинских осмотров (обследований) работников, занятых на тяжелых работах и на работах с вредными и (или) опасными условиями труда” // Российская газета. Режим доступа: [Консультант плюс].
63. ГОСТ 12.1.005 – 88. Общие санитарно – гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. Поправка к ГОСТ 12.1.005 – 88 от 01.04.2004 [Текст]. – Взамен ГОСТ 12.1.005 – 76. – М: Стандартинформ, 2008. – 50 с.
64. Крепша Н.В., Свиридов Ю.Ф. Безопасность жизнедеятельности: Учеб.– метод. пособие. – Томск: Изд–во ТПУ, 2003. – 144 с.
65. Постановление Российской Федерации от 10 апреля 2003 г. № 38 “О введении в действие СанПин 2.2.1 / 2.1.1.1200 – 03 “Санитарно – защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и иных объектов””.
66. СанПиН 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений»

- 67.СП 51.13330.2011. Защита от шума. Актуализированная редакция СНиП 23-03-2003 [Текст]. - М: Минрегион России, 2011. – 46 с.
- 68.СН 2.2.4/2.1.8562-96 «Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки»
- 69.СП 52.13330.2016. Естественное и искусственное освещение.
- 70.ГОСТ 12.1.012 – 2004. Система стандартов безопасности труда. Вибрационная безопасность. Общие требования. Поправка от 01.07.2009 [Текст]. – М: Стандартиформ, 2010. – 23 с.
- 71.ГОСТ 12.1.029 – 80. Средства и методы защиты от шума. Классификация. [Текст]. – М: Стандартиформ, 1998. – 3 с.
- 72.Постановление Правительства Российской Федерации от 24 декабря 2009 г. N 1213 “О безопасности средств индивидуальной защиты”.
- 73.Приказ Минтруда РФ от 24.07.13 № 328н “Правила по охране труда при эксплуатации электроустановок” // Бюллетень нормативных актов федеральных органов исполнительной власти – 03.05.2014. – №5. Режим доступа: [Консультант плюс].
- 74.СО 153 – 34.21.122 – 2003. Инструкция по устройству молниезащиты зданий, сооружений и промышленных коммуникаций [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.sonel.ru/ru/biblio/standards/so_153-34.21.122-2003/ – свободный. Загл. с экрана.
- 75.Технический регламент о требованиях пожарной безопасности [Текст]: Федеральный закон от 22 июля 2008 г. №123-ФЗ // Собрании законодательства Российской Федерации. – 2008. – №30. – Ст. 3579.
- 76.ГН 2.1.5.2280 – 07. Предельно – допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно – питьевого и культурно – бытового водопользования. Дополнение и изменения №1 к ГН 2.1.5.1315 – 03. – Режим доступа: [Консультант плюс].

- 77.ГОСТ Р 55059 – 2012. Безопасность в чрезвычайных ситуациях.
Менеджмент риска чрезвычайной ситуации. Термины и определения
[Текст]. – Москва: Стандартинформ, 2014 – 8 с.
- 78.Конституция Российской Федерации. [Электронный ресурс]:
[(принята всенародным голосованием 12.12.1993) (с учетом
поправок, внесенных ФЗ о поправках к Конституции РФ от
30.12.2008 N 6–ФЗ, от 30.12.2008 N 7–ФЗ)]. //Российская газета. –
21.01.2009. – № 7. – Режим доступа: [Консультант плюс].
- 79.Федеральный закон № 421 о внесении изменений в отдельные
законодательные акты РФ в связи с принятием Федерального закона
"О специальной оценке условий труда" от 28 декабря 2013 г.
- 80.Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2013 №197 – ФЗ
[Электронный ресурс] [(принят Государственной Думой
21.12.2001)]. – Режим доступа: [Консультант плюс].
- 81.ГОСТ 12.0.003-2015 Система стандартов безопасности труда
(ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы.
Классификация
- 82.Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и
ресурсосбережение: учебно – методическое пособие / Н.А.
Гаврикова, Л.Р.Тухватулина, И.Г. Видяев, Г.Н. Серикова, Н.В.
Шаповалова; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-
во Томского политехнического университет, 2014. – 73 с.

Приложение I

A.1 Literature review

Regeneration in the stationary catalyst layer

Oxidative regeneration in catalytic reactors is used directly for catalysts that work without regeneration for a couple of months (hydrotreating, reforming), as well as for continuously regenerated catalysts, such as dehydrogenation, which lose their catalytic activity in a couple of minutes. For the first, the reactor unit is switched to the oxidative regeneration mode for the time of regeneration. For the second, several parallel reactors are running: one of the reactors continues to conduct catalytic processes, while the other is undergoing a regeneration process; upon completion of regeneration, the operating modes of the devices are reversed, now in the first there is an oxidation of the coked catalyst, in the second-directly the catalytic process.

Regeneration of reforming catalysts

Almost all reforming plants with a stationary layer provide oxidative regeneration of the catalyst. The yield of coke to raw materials during reforming is small and is only 3-5% by weight per catalyst with a relatively long cycle duration of 11-12 months. therefore, it is necessary to increase the duration of the inter-regenerative cycle and use periodic oxidative regeneration of the catalyst. Table 37 presents typical lives and causes for the deactivation of some industrial catalysts.

Table 37 - Typical deactivation of catalyst [50]

Catalyst	Reaction	Operating Conditions	Typical Life (years)	Reasons for Deactivation
Fused iron oxide with promoters	$N_2 + H_2 \leftrightarrow NH_3$	450-470°C; 200-300 atm	10-15	Sintering of metal

Vanadium and potassium sulfate on SiO_2	$2\text{SO}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{SO}_3$	420-600°C; 1 atm	5-10	Formation of inactive compounds; catalyst disintegration
Pt-Rh gauze	$\text{NH}_3 + \frac{5}{2}\text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO} + 3\text{H}_2\text{O}$	800-900°C; 1-10 atm	0,1-0,5	Loss of surface texture; loss of Pt
Supported nickel	$\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	250-350°C; ≈ 30 atm	5-10	Poisoning by S, As
Cu+Zn on Al_2O_3	$\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	225-300°C; 50-100 atm	2-5	Sintering, poisons by S, Cl, and carbonyl
Co-Mo-sulfides	Desulfurization of petroleum oils	250-400°C; 20-50 atm	1-10	Coking, metal deposition, pore blockage
Nickel on $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ or CaAl_2O_4	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	700-850°C; 20-30 atm	1-3	Sintering, carbon deposition, S-poisoning
Fe_3O_4 on Cr_2O_3	$\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	350-450°C; 20-30 atm	1-3	Slow sintering and pellet disintegration
Cu+Zn on Al_2O_3	$\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	180-250°C; 10-30 atm	1-3	Poisons by S and sintering of Cu

Supported fe- molybdate	$\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{HCHO} + \text{H}_2\text{O}$	280-300°C; ≈ 1 atm	≈ 1	Formation of inactive compounds, disintegration
Pt+promoter on Al_2O_3	Alkines and naphthalene to aromatics (naphtha reforming)	480-520°C; 5-20 atm	<0,1-1	Coking, S- poisoning, metal sintering
Zeolites; $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$	Cracking of heavy petroleum oils into ligher materials	500-560°C; $\approx 1-2$ atm	$\approx 10^{-8}$	Rapid coking, deposition of metals and N- compounds
Ag on α - Al_2O_3 with alkali	$2\text{C}_2\text{H}_4 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	200-270°C; 10-20 atm	1-3	Poisoning by S and Cl; slow sintering

Regeneration of reforming catalysts can consist of the following stages: preparation of raw materials and systems for regeneration, oxidation of coke, chlorination, restoration of catalytic activity and sulfidation of the catalyst.

When preparing the equipment, it is necessary to remove all liquid and gaseous hydrocarbons from the cycle. Purification from liquid hydrocarbons is carried out by hot desorption from the surface of the catalyst at the reforming temperature with a hydrogen-containing gas for two to three hours after the feed is stopped, followed by draining of liquid hydrocarbons from the system. With the help of vacuum sediment, gaseous hydrocarbons are removed. Using VSG, first of all, the more combustible components of coke deposits, as well as a small part of sulfur compounds, are removed from the surface of the catalyst. These compounds interact with aluminum oxide during oxidative regeneration and form unfavorable sulfates that negatively affect the catalytic activity of aluminum-platinum catalysts. Depending on the increase in the content of sulfated sulfur, the catalytic activity decreases, so the preliminary removal of sulfur before regeneration during the treatment of VSG should positively affect the properties of the regenerated catalyst.

In addition, pre-oxidation treatment of coke must protect the equipment from corrosion. In foreign practice, reforming reactors are vacuumed before regeneration. In the first installation, a complete pumping of the reforming reactors is carried out for several years. First, the catalyst layer is cooled to a temperature of about 400°C and pumped out twice, purging with nitrogen. After installing the plug and pump out again. At the second installation, the catalyst is pre-cooled, and there is a risk of local overheating with deactivation due to air being sucked into the hot catalyst, as well as the risk of reactor deformation due to vacuuming at high temperatures. To prevent this, control valves are installed and blown at low pressure, so that the duration of the operation is minimal.

Usually, the oxidation of coke is carried out with a mixture of inert gas at a temperature of 300-500°C. For the initial period, the oxygen concentration in the inert gas should not exceed 0,5%, also the concentration of CO₂ and CO is not more than 1,0 and 0,5%, water vapor is allowed 0,2, because they can lead to deactivation of the catalyst. The causes of carbon monoxide poisoning are not clear [51].

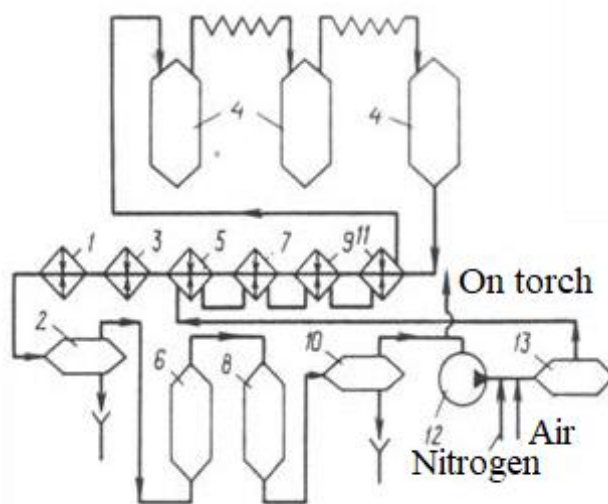


Figure A1 - Scheme of binding devices for regeneration of the reforming catalyst:
1, 3-refrigerators; 2, 10, 13-separators; 5, 7, 9, 11-heat exchangers; 4-reactors; 6-
collons; 8-adsorber; 12-compressor

One of the first schemes for supplying oxygen-containing gas for regeneration is shown in the figure 1. Inlet air and inert gas were mixed in the separator 13. The mixture is passed sequentially through the annulus of heat exchangers 5, 7, 9 and 11 through section of the furnace and reactor 4, then the tube space of the same heat exchangers and after coolers 1 and 3 at 35°C was fed to the separator 2. Then the mixture was fed through the column 6, the adsorbent 8 filled with aluminum oxide, and the separator 10 to the circulation compressors 12.

Some of the parameters redox regeneration of spent alumina-catalyst of the reforming unit are the following: the system pressure 0,5 MPa, circulation of inert gas around 40-50 thousand m³/hour, the percentage oxygen content in the inert gas was changed within a 1,5-2 % (vol.) so, to eliminate the local overheating for the uniform combustion of coke. The first stage was supplied with oxidizing gas, and the third stage produced combustion products. Redox regeneration was performed for 6 days, with the duration of regeneration in stages of 3, 48 and 84 hours (ratio 1:16:28), and the ratio of the volume of the catalyst was 1:2:6.

For calcination of the catalyst for the purpose of water desorption, as well as complete burning of coke, the oxygen content was increased to 5% (vol.), the temperature in the reactors was raised to 510°C, there were separate flashes at the second and third stages, but the temperature did not exceed the set value.

For a shorter regeneration time, it was proposed to supply the oxidizing gas in two portions, thereby reducing the cycle duration by 24 hours. With two-stream regeneration, the gas supply would be carried out for the first flow through the first and second reactors, for the second flow through the third reactor. The literature [9] shows the experience of air supply to each stage of reforming without heat exchangers. The schematic diagram of simultaneous supply of oxygen-containing gas to coke combustion is shown in Figure 2 [8], and the catalyst regeneration mode is shown in table 2.

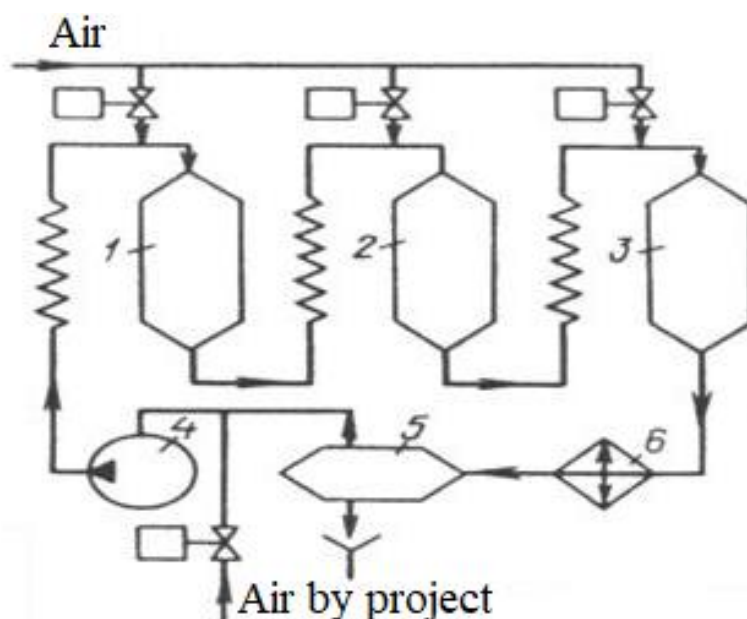


Figure A2 – Modified air supply scheme for platinum catalyst regeneration at the 35-5 plant: 1-3-reactors; 4-circulation compressor; 5-separator; 6-circulating gas refrigerator

Table A1 - Indicators of the catalyst regeneration mode according to the changed scheme [8]

Indicators	Reaction stages		
	I	II	III
Pressure, MPa	1,1	0,9	0,85
Air consumption per stage, m ³ /h	400	670	800
Oxygen content, % (vol.) at the reactor inlet in the mode:			
Burn	0,7	1,1	1,2
Calcinations	2,9	1,9	2,1
The burning time of coke, h	3-40	3-20	4-30

Further, after burning the coke, there is a stage of halogenation, designed to increase the dispersion of platinum and restore the acid properties of the catalyst.

Tetrachlorocarbon or dichloroethane is used as a halogen carrier. Currently, production is switching to the use of chlorine derivatives of ethane and propane, and hydrogen chloride, which was previously used abroad, goes into the background. Now the equipment is less susceptible to corrosion, and the dosing stage is simplified. Usually, before the regeneration is completed, the halogen is fed to the reactor at the calcination stage.

At the same time, it is proposed to supply halogen during the entire regeneration period of bimetallic reforming catalysts. The dispersing properties of chlorine explain the reduction of regeneration time when chlorine-containing compounds are supplied directly during the oxidation of coke. Usually platinum is in the aggregated state in the spent catalyst. Its large aggregates prevent oxygen penetration deep into the catalyst, so the regeneration process can be slowed down. The dispersing properties of chlorine, in turn, help oxygen to penetrate into the deep layers of the catalyst, increasing the rate of regeneration.

After coke burning and chlorination, the catalyst is usually restored using hydrogen. Before supplying hydrogen, the reactor is purged with an inert gas (nitrogen) up to an oxygen content of no more than 0,3% (vol.) and carbon dioxide of 0,1% (vol.) in order to avoid ignition (self-ignition) of dust or air mixture residues. If you use hydrogen from other reforming plants, it may contain hydrocarbons heavier than propane [13]. Therefore, the use of this type of hydrogen is not recommended in order to avoid hydrocracking of the hydrocarbons contained in it, which can lead to coking of the catalyst. To restore the activity of a bimetallic catalyst, it is proposed to use only electrolytic hydrogen, although there are successful experiments with the use of hydrogen reforming in the process of restoring bimetallic catalysts [7, 15].

The necessary stage of processing the catalyst before feeding it raw materials is sulfidation. This helps reduce coke deposits by reducing the activity of platinum catalysts in the paraffin hydrogenolysis reaction, as well as reducing temperature spikes, which increases the duration of the catalyst run.

Sulfur has a positive effect on the selectivity and stability of the platinum catalyst due to its ability to disperse platinum. The sulfidation process takes place in all reforming reactors, not just in the last stage of regeneration. As a rule, the sulfidating agent is represented by dimethyl sulfide, carbon disulfide, or ethyl mercaptan [17]. A fresh catalyst can be subjected to sulfidation only in cases when it is necessary to suppress temperature jumps and demethanization during the pre-commissioning period due to residual sulfur on the catalyst and a certain moisture content in the raw material [12].

At the first stage of burning the main mass of carbon, the optimal conditions for the process are the temperature of 375-500°C, pressure of 0,1-0,7MPa, and the volume velocity of the gas. 100-2000 h, duration 20-30 h. the catalyst is treated with a gas mixture containing presumably 0,5-2,0% (vol.) of H_2 , 0,1-5,0% (vol.) of water vapor and 0,001-0,25% (vol.) of halogen compounds (the rest is an inert gas). The stage of combustion is considered complete when the temperature difference in the catalyst layer becomes less than 1°C.

In the second stage, the catalyst is treated with oxygen-containing gas in order to remove the remains of coke and convert the metals into oxides. The optimal conditions are considered to be a temperature of 500-510°C, a pressure of 0,1-0,7 MPa, and a duration of 1-2 hours. The mixture also consists of 0,1-5,0% (vol.) of H_2O , 0,01-0,25% (vol.) of a halogen-containing compound and an inert gas. The oxygen content is several times higher than at the burning stage, and is approximately 4-25% (vol.).

In some cases, for more complete removal of carbon from the first to the second stage, gradually move, slowly increasing the temperature and maintaining the concentration of oxygen at a lower level (as in the first stage in the range of 0,2-3% (vol.)). In this case, excessive temperature rise does not occur, the transition from the first to the second stage occurs more gently for 1-3 hours at a temperature of 500-510°C.

Following the second stage, the best way to bring the halogen content to 0,5-1,5 % (wt.) is to blow the catalyst with air, with a concentration of H₂O of 1,0-3,0% (vol.) and HCl of 0,001-1,5% (vol.). The duration of purging can vary from 1 to 10 hours, at an optimal temperature of 525°C. The introduction of fresh air on the catalyst contributes to the afterburning (before oxidation) of hydrocarbons and carbon monoxide, thereby raising the temperature of the process. After the air, the catalyst is purged with an inert gas (usually nitrogen is used) at a higher temperature of 500-600°C. After these manipulations, the regenerated catalyst is restored with hydrogen (a hydrogen-containing gas) free of sulfur at a temperature of 450-600 °C with a duration of 30 minutes to two hours. The pressure and volume velocity of the gas remains unchanged, as in the first stage of burning the main mass of carbon. Often, the reduced catalyst is sulfidated by treating with a mixture of hydrogen sulfide and electrolytic hydrogen under less stringent conditions of 375°C and 0,7 MPa.

In such manipulations, the reduced catalyst often shows even greater catalytic activity than the same bimetallic platinumiridium fresh catalyst. In addition to restoring the activity of the catalyst, the output of the reformat during the second run is even higher than initially proposed, and the temperature of the process was reduced by 5°C.

Today, some foreign countries use liquid oxygen for burning coke. The use of liquid oxygen helps to significantly save time on regeneration, increase the mass velocity of the gas, and work at a higher operating pressure, which leads to a more uniform burning of coke without local overheating. The consumption of liquid oxygen reduces the duration of the first stage of burning, which is limited (by time) by the supply of oxygen to the catalyst grains. Now the first stage can take up to 23 hours, compared to the previously stated 80 hours. If you set the concentration of oxygen in the regenerating circulating gas constant, and equal to approximately 0,7% (vol.), conduct the regeneration process at the maximum temperature, gradually increasing the pressure, the duration of burning the bulk of the coke

significantly reduced. Thus, the duration of catalyst regeneration is inversely proportional to the pressure.

Handling liquid oxygen requires some precautions: all communications are cleaned of oil (threaded connections are covered with Teflon, which is resistant to salts, acids and solvents), use locks that disable the supply of oxygen when it decreases, or in the event of a failure of the circulation compressor. Due to the higher density of the circulating gas, it is necessary to perform a test calculation of compressors working with liquid oxygen. In addition to the high rate of regeneration, other advantages of using liquid oxygen were not noticed. Some companies have been using this method for 7-8 years, using mobile (mobile) means of storing and vaporizing oxygen. A number of companies, on the contrary, offer to use simple air as a circulating regeneration gas, using simple air compressors in this case. It is worth noting that it is not necessary to lubricate the compressors with mineral oil, and liquid oxygen can be supplied without oil lubrication at all [52].

The mechanism of oxidation of coke on the catalysts

The oxidative reaction on the surface of the catalyst is a process of interaction of oxygen with coke. As a result of a combination of chemical reactions, coke is removed in the form of gaseous carbon monoxide, water vapor, and sometimes sulfur oxides. To date, it is known that the oxidation of coke occurs by a step-by-step mechanism, with the formation and decomposition of oxygen-carbon complexes. However, the kinetic laws for different types of catalysts are different, this is due to different properties of coke, for example, the content of coke in the catalyst, the composition of the gas phase, or different operating temperatures. Also, the regularities of coke removal are more influenced by the surface of regenerated catalysts.

2. Research methods, the mechanism and kinetics of regeneration

2.1 Experimental methods for investigating coke oxidation

Currently, thermography and kinetic measurement methods are widely used in the study of the regularities of oxidative regeneration. In the very first works on the study of oxidation on aluminosilicates, the flow method was used. First, the flow method is simple in hardware design, and second, it is close to the basic principles of operation of reaction devices. The disadvantage is that it is impossible to measure the flow rates, and due to the principle of an integral reactor, it is impossible to form components of the reaction medium. Due to the presence of concentration and temperature gradients, in many cases it is difficult to reach the ideal displacement mode, especially for reactions with a large thermal effect [19]. Among other things, the mathematical description will be presented in the form of systems of partial differential equations, the solution for determining the kinetic constants of which is difficult and leads to ambiguous results.

Such disadvantages of the flow method caused certain difficulties, so the search was conducted for other possible methods of oxidation. In some works, systems with a fluidized bed of the catalyst were used. In this case, they actually implement modes intermediate between mixing and ideal displacement, but none of the modes is achieved.

The "differential" method is widely used among the methods of coke oxidation. The paper presented a simple flow system with a large volume of gas mixture. The degree of conversion in the catalyst is practically unchanged, and we can assume the reaction rate is the same in every section of the layer and to carry out measurements in a number of oxidation products obtained in unit time (often speed a sly look at the difference in mass of the catalyst). A more successful design of this type of reactor is shown in figure A3.

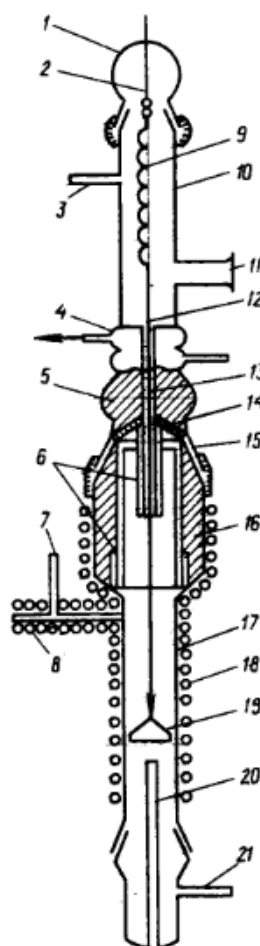


Figure A3 - Reactor with weights Mac-Bains:

1-plug; 2-hook; 3-fitting for entering argon; 4-thermostatic refrigerator; 5-asbestos; 6-asbestos tape; 7-fitting for entering hydrocarbons; 8-evaporator; 9-quartz spiral; 10-casing; 11-plate made of optical glass; 12-quartz thread; 13-quartz tube; 14-cone made of silicone rubber; 15-quartz glass; 16-glass fiber; 17-reactor vessel; 18-electric heating; 19-basket for the catalyst; 20-thermocouple pocket; 21-fitting for entering the catalyst.

The disadvantage of the differential method is not always high accuracy of measurements of the rate of oxygen consumption, which is proportional to the small difference in the concentrations of the input and output.

The main method of experimental research is considered to be the gradient-free method. The main condition for applicability is the stationary of the process under study, and the advantage is to measure the conversion rates directly of the

components of the reaction system. The steady state of the process for oxidative regeneration reactions of catalysts is not performed. Therefore, various approaches are proposed to overcome the problems encountered [26]. The most optimal solution was to reduce the reactor volume to a size that would ensure quasi-stationary process in laboratory conditions [27, 28, 29].

Currently, laboratory installations have been created and are being used to study the regularities of changes in concentrations of carbon oxides (CO and CO₂), oxygen, sulfur oxides SO₂ and water vapor, i.e. components of the gas phase, during combustion. Combustion the described installations also allow us to study the kinetics of regeneration by measuring the rates of coke burning from the surface of the catalyst. In such systems, gradient-free reactors of various designs are usually used along with a gas chromatograph for the analysis of final oxidation products. The use of a gas chromatograph on the flow of a kinetic installation determines the discrete nature of data acquisition. The approximate time of one chromatographic analysis is from 2 hours to 5 minutes. For fast-flowing oxidation processes, getting information about the initial reaction time is difficult. In addition, the unsteadiness of the process of burning coke from the surface of the catalyst requires registration of many chromatograms, which require a large amount of time to process.

The figure 4 shows a diagram of an automated installation. The installation consists of two interconnected parts - the technological part and the analytical (control) complex, which allows you to conduct the process in semi-automatic mode and register information in real time. The technological part consists of a unit for cleaning, flow stabilization and switching of gas flows, a unit for receiving and dosing water vapor, as well as a reactor unit of a non-gradient type with a fluidized bed. The analytical complex consists of a mass spectrometer (analyzer) MX-1215 and UVM SM-1 and controls the technological part of the installation (figure A4) [4].

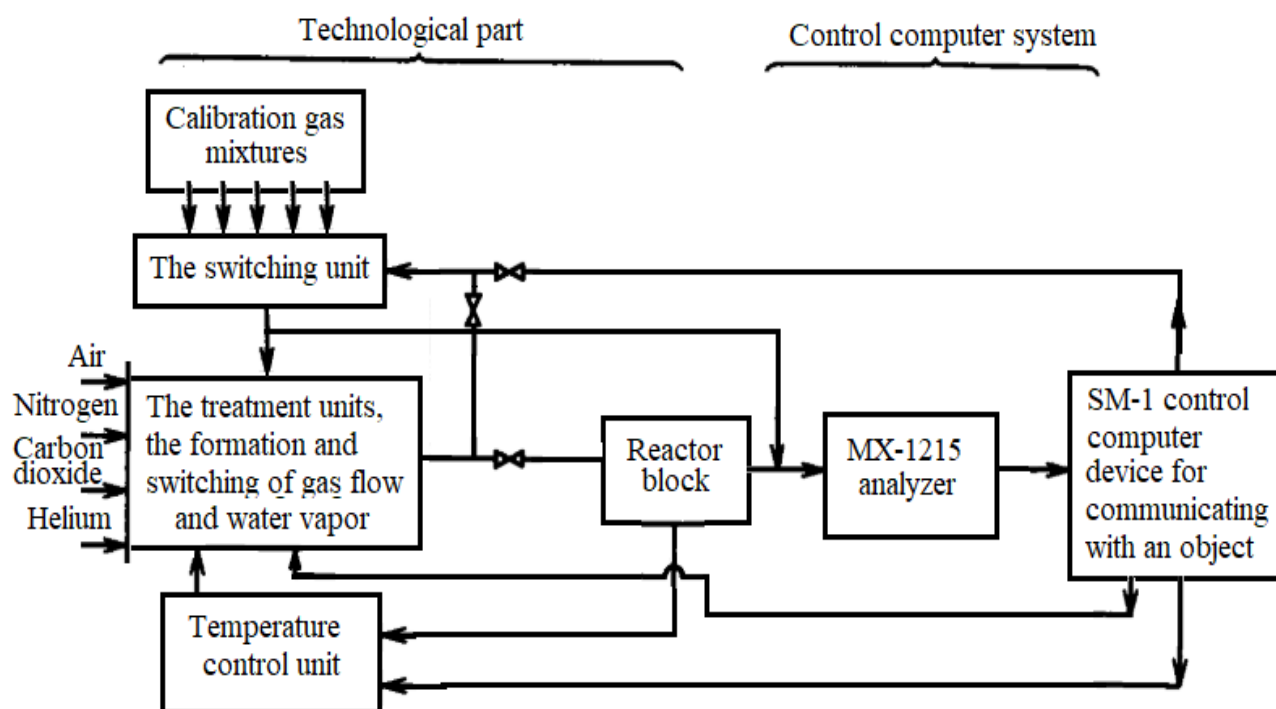


Figure A4 - Diagram of an automated installation for studying the regularities of oxidative regeneration of catalysts

Air, nitrogen, carbon dioxide and helium are constantly brought to the installation. The gases pass through the reducer, the cleaning system, the drying system, and the gas blocks in order to stabilize the mass flow rate. It is due to the blocks and switch valves that it is possible to vary the composition of the initial gas flow of oxidation in a wide range, and to dose the reaction products of CO and CO₂ at the entrance to the reactor, and with the help of a saturator to regulate the supply of water vapor. The advantage of this type of reactor is a small ratio of the gas volume to the volume of the catalyst, which allows you to quickly (about 20-30 seconds) ensure the output to the quasi-stationary mode.

Thus, the described methods allow us to obtain detailed information about the regularities of carbon oxidation on the surface of the catalyst. Using the gradient-free method of analysis, it is possible to observe changes in the mass of coked samples in both isothermal and non-isothermal processes, the presence of coke components with different reactivity to oxidation, as well as to investigate the patterns of absorption and release (with gaseous products) of oxygen. However, due

to the lack of information about the structure of the regenerated catalyst, side processes may occur that may lead to changes in the properties and structure of the regenerated catalysts. Therefore, it is important to supplement the research by studying the structure of coked catalysts and coke. Today, scanning electron microscopy, x-ray photoelectron spectroscopy, and other complexes of methods are used for these purposes.

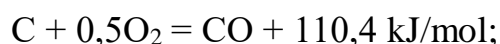
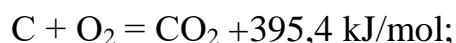
2.2 Physico-chemical basis for the oxidation of carbon

The oxidative reaction on the surface of the catalyst is a process of interaction of oxygen with coke. As a result of a combination of chemical reactions, coke is removed in the form of gaseous carbon monoxide, water vapor, and sometimes sulfur oxides. To date, it is known that the oxidation of coke occurs by a step-by-step mechanism, with the formation and decomposition of oxygen-carbon complexes. However, the kinetic laws for different types of catalysts are different, this is due to different properties of coke, for example, the content of coke in the catalyst, the composition of the gas phase, or different operating temperatures. Also, the surface of regenerated catalysts affects the regularities of coke removal [53].

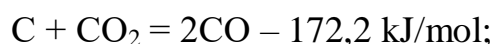
The main fuel in the composition of coke, as in coal, is carbon. Therefore, using the example of carbon oxidation of coal, we will consider modern ideas about the oxidative treatment of catalysts at process temperatures of 450-700°C.

Combustion carbon can be characterized by the following signs:

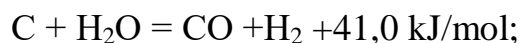
1) chemical interaction of carbon with oxygen or the actual combustion carbon, which results in the formation of carbon oxides



2) further transformations of the resulting oxides



3) the interaction of carbon with water vapor, since during the oxidation of coal, water vapor is almost always present in the reaction zone



Although up to 700°C it is possible to neglect the reactions of direct interaction of carbon with water vapor and carbon dioxide, and characterize the oxidation by reactions of interaction of oxygen with carbon, and pre-oxidation of carbon monoxide in the form of a gas phase. According to [33], if the process temperature is below 750 °C, the oxidation reaction rates in a dry medium are quite small.

The reactivity of carbon depends on the presence of impurities in its composition, on the structure and "purity". For example, sodium, potassium, lithium, and iron salts have a significant effect on the ignition temperature of carbon [32, 34]. Therefore, when studying the interaction of carbon with oxygen, charcoal, graphite, or any other ash-free coals are used. Finally, it is almost always impossible to get rid of impurities, so researchers use, for example, electrode coal (with a high carbon content, without volatile compounds, prepared ash-free coal) in the study of the kinetics of the oxidation process. Of course, the use of ash-free coal introduces some errors in the studied patterns. In addition to the purity of the material, it is necessary to pay attention to the inner surface of the carbon, which may affect the internal volume reaction in the process of carbon oxidation [36].

The rate of interaction of oxygen and carbon at low temperatures depends on the oxygen content and reaction temperature for specific samples of carbon materials [32, 36]. Depending on the conditions of the process, the oxygen content may vary from 0 to 1 [35, 38].

The products of the carbon oxidation reaction are two carbon oxides, and scientists still can not come to a single consensus, whether carbon dioxide is an independent primary product, or it is a pre-oxidized product of carbon monoxide in

the gas phase. Most conclude that both carbon oxides are primary products of oxidation [32, 39].

In [34], results are presented in which two brands of coals with different reactivity were studied in the temperature range of 400-900°C. Based on the equation described below, it can be concluded that the ratio of carbon oxides is regulated only by different exposure temperatures.

$$\frac{CO}{CO_2} = 10^{3,4} \exp\left(\frac{E}{RT}\right), \text{ where } E=51 \text{ is kJ/mol.}$$

Carbon oxidation by oxygen is a rather complex process that occurs with the formation and destruction of oxygen-carbon complexes, forming both carbon monoxide in the gas phase [34]. At low temperatures, the formation of surface complexes is confirmed by a direct increase in the mass of the coal particle and IR spectroscopy data [32, 40].

Figure A5 illustrates the results of determining the mass of a coal particle when interacting with oxygen by continuous weighing on quartz scales [32]. At a temperature of 400°C with an oxygen concentration of 1.0% (vol.), curve 2 has two characteristic highs and lows. When the oxygen concentration increases to 5.0% (vol.), a continuous and significant decrease in mass is observed on curve 3. At a higher temperature, the mass increase could only be observed at oxygen concentrations less than 3.0% (vol.).

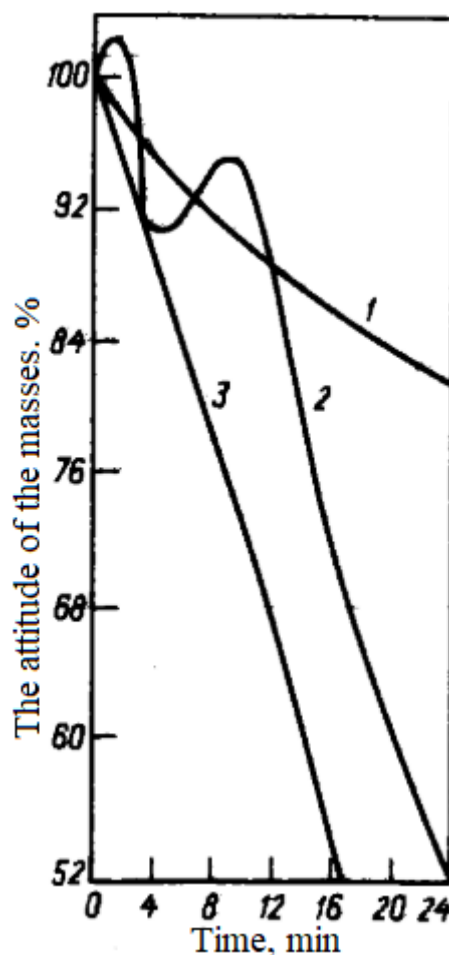


Figure A5 - Change in the ratio of the current mass to the initial mass of a coal particle during low-temperature oxidation (400°C)

At low-temperature interaction with oxygen (up to 200°C), thermally low-resistant peroxides are formed, mainly interacting only with side radicals. When the temperature rises to 480-700°C, it is assumed that more stable carbon-oxygen bonds are formed with the carbon atoms that are part of the core. This explains the presence of two lifting sites on the mass change curve of the carbon sample: the first site indicates the formation of peroxides (a highly flammable component), and the second – the formation of persistent carbon-oxygen complexes [5].

Data on the structure and composition of oxygen-carbon complexes is currently insufficient, although the very existence of these complexes is generally accepted. Composition data is limited due to the complexity of characterization due to oxidation conditions and depending on the initial composition of carbon materials.

None of the presented hypotheses about the mechanism of oxidation solves the problem of changing parameters with the maximum accuracy of experimentally established physical and chemical regularities.

Most authors when writing the kinetics of carbon oxidation use the first or fractional order of oxygen. The observed activation energy of carbon oxidation is calculated based on these equations and is equal to 243 kJ/mol [33]. For small oxygen concentrations (2.0% vol.), the activation energy is 217 kJ/mol [35].

As mentioned earlier, impurities in carbon-containing materials can change the rate of carbon oxidation. Thus, potassium salts, various acids, and chlorides of alkaline and alkaline earth metals clearly have a promotional effect in the temperature range of 310-440°C [34]. It was found that at 367°C, 100 minutes after the start of oxidation, the degree of conversion with the addition of potassium chloride is significantly greater than in the noncatalyzed reaction. Two assumptions were announced from this mechanism of action.

The first is that the catalyst increases the rate of destruction of the oxygen-carbon complex, which was previously limited, and determines the speed of the entire process, where the greatest activity is shown by impurities of salts of the main character.

The second assumption is about the action of a catalyst that can be a carrier of oxygen from the gas phase to carbon during oxidation. Alternately oxidizing the promoter with oxygen and reducing it with carbon, followed by the release of oxidized carbon into the gas phase [2].

The resulting monoxide can be oxidized in the gas phase to carbon dioxide (a radical reaction with a branched chain mechanism). A significant role in the process is played by the OH radicals. Consequently, the addition of water vapor in small quantities, hydrogen and hydrocarbons contributes to lowering the ignition temperature of the mixture of CO and CO₂ by tens to hundreds of degrees. However,

to date, studies of the process of carbon monoxide oxidation are conducted in uncharacteristic conditions for the process of catalyst regeneration.

Influence of coke characteristics on the reactivity to oxidation

Coke is heterogeneous in its composition, and may contain not only carbon, but also hydrogen, in some cases oxygen and sulfur. The heterogeneous composition of the coke formed on the catalysts causes different reactivity to oxidation.

The aluminum-chromium catalyst coked with n-propyl alcohol vapors showed two maxima on the temperature change curve. The first peak at 285°C, the second at 370-380°C. During further thermal analysis, two different areas of coke burning were also found on other coked catalysts [44,45]. The presence of two peaks may indicate heterogeneity of the coke composition or structure (figure A6,A7).

In the first works on the study of kinetics, a relationship was found between the rate of burning of coke and its chemical composition. All studies have shown the burning of hydrogen-containing components mainly at the initial moments of time at a temperature of 500-610°C. Numerous confirmations have confirmed the hypothesis of the relationship between the rate of decomposition of coke and its composition. Table A3 shows data on changes in the H/C ratio in coke as it is burned from a zeolite-containing cracking catalyst [47].

Table A3 - Is the ratio H/C in the coke as a burning process

Coke content, % (wt.)	3,60	2,93	2,37	1,41	0,45	0,20
H/C ratio	0,70	0,62	0,56	0,46	0,20	No H ₂

From these data, we conclude that at the initial moments of burning, a kind of oxidative dehydrogenation of coke occurs.

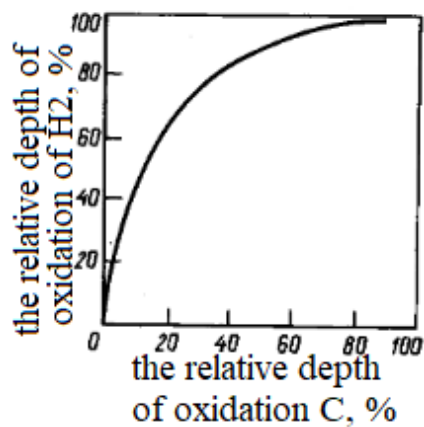


Figure A6 - The relative depth of oxidation of carbon monoxide and hydrogen during the regeneration of coked catalyst amorphous aluminosilicate

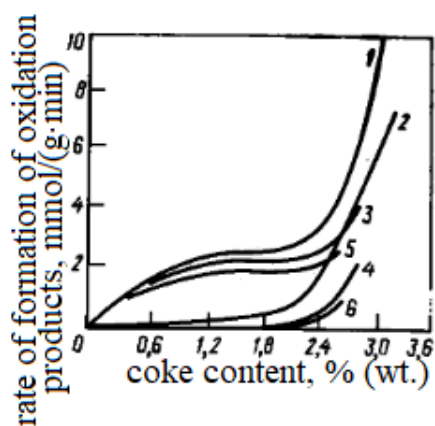


Figure A7 - Change in the rate of formation of oxidation products as coke is burned by air at 460 °C samples of the coked catalyst Zeocar-2 treated with helium at different temperatures:

1,3,5-the total rate of carbon release; 2,4,6-the rate of water vapor release; purge temperature 460°C (1,2), 500°C (3,4), and 650°C (5,6)